



Universidad Nacional de Rosario (UNR)
Facultad de Ciencias Exactas, Ingeniería y Agrimensura
Centro Internacional Franco Argentino de Ciencias de la
Información y Sistemas (CIFASIS) (CONICET-UNR)
Grupo de Ingeniería de Sistemas de Procesos (GISP)

Tesis Doctoral

Integración entre Diseño y Control de Procesos Industriales

Lautaro Braccia

Director: Dr. David Zumoffen
Miembros del Jurado: Dr. Ernesto Kofman
Dr. Antonio Ferramosca
Dr. Sergio Mussati

Tesis presentada en la Facultad de Ciencias Exactas, Ingeniería y Agrimensura, en cumplimiento parcial de los requisitos para optar al título de

Doctor en Ingeniería

Noviembre de 2018

Certifico que el trabajo incluido en esta tesis es el resultado de tareas de investigación originales y que no ha sido presentado para optar a un título de postgrado en ninguna otra Universidad o Institución.

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Lautaro Braccia', with a stylized flourish at the end.

Lautaro Braccia

GISP

Grupo Ingeniería de Sistemas de Procesos.
CIFASIS (UNR-CONICET).
Blvd. 27 de Febrero 210 Bis.
2000 Rosario, Argentina.
TE: +54 - 0341 - 4815569 Int. 300.
E-mail: braccia@cifasis-conicet.gov.ar
Año: 2018.

Resumen

Los problemas de síntesis/diseño de procesos y de diseño de su correspondiente estructura de control, por lo general, son resueltos como dos problemas separados y de forma secuencial. Primero se lleva a cabo la síntesis del proceso con el propósito de alcanzar los objetivos de diseño y sin tener en cuenta consideraciones de control. Posteriormente, se analiza la operación y los aspectos de controlabilidad con el objetivo de realizar un correcto diseño de la estructura de control. Este enfoque secuencial (método tradicional) a menudo es inadecuado ya que numerosos inconvenientes que aparecen en la etapa de diseño de la estructura control son producto de un diseño deficiente del proceso y, por el contrario, rediseños posteriores teniendo en cuenta sólo consideraciones de control suelen producir diseños sobredimensionados. Estos motivos, conjuntamente con la mejora en los recursos computacionales actuales, son los que impulsan el desarrollo de metodologías de diseño integrado. Es importante destacar que esta problemática es multidisciplinar y de gran importancia dentro del área de **Ingeniería de Procesos**.

La búsqueda de una adecuada estrategia de integración entre síntesis y control de procesos adquiere una relevancia especial en el caso de redes de intercambio calórico (**RIC**). La configuración de la RIC y su interacción con el resto del proceso impone fuertes limitaciones en el control como efectos competitivos, respuestas inversas y tiempos muertos. El correcto diseño de las mismas y de su control puede producir grandes mejoras económicas y de eficiencia desde el punto de vista global. En este tipo de sistemas se puede observar las problemáticas que surgen del método clásico de síntesis de procesos y diseño de la estructura de control. Es decir, **RIC** diseñadas considerando sólo aspectos económicos y supuestos de estado estacionario pueden conducir a procesos que sean incapaces de controlar y operar, exhibiendo un pobre rendimiento dinámico y un comportamiento inesperado ante perturbaciones e incertidumbres. En caso contrario, si dicha red es rediseñada considerando sólo criterios de controlabilidad, la **RIC** final puede resultar sobredimensionada. Bajo este contexto, en esta tesis doctoral, se desarrolló una metodología que permite integrar los problemas de síntesis y de diseño de estructuras de control multivariable (**ECM**) y su aplicación sobre las **RICs**.

En una primer instancia, se estudiaron los dos problemas mencionados anteriormente (síntesis/control) por separado con el objetivo de generar aportes en cada una de estas áreas y obtener formulaciones que favorezcan la integración. En este sentido, inicialmente se abordó el problema de síntesis de **RIC** flexible. Este enfoque se basa en el diseño de la **RIC** bajo incertidumbres y permite obtener un diseño que es capaz de soportar perturbaciones en la entrada. De esta manera, desde la etapa inicial de síntesis se tienen en cuenta posibles variaciones de las condiciones nominales de operación y se favorece la etapa de diseño de la estructura de control. Debido al aumento de la dificultad del problema se implementó una técnica de optimización con el objetivo de analizar la convergencia del mismo y garantizar la calidad de la solución obtenida. Por otro lado, se analizó la influencia del criterio de flexibilidad sobre el costo total de la **RIC**.

En una segunda etapa se estudió el problema de diseño de la estructura de control. Las metodologías clásicas de diseño de **ECM** se basan en superestructuras que definen problemas mixto-entero no-lineal (**MINLP**) ya sea de dos niveles y/o secuencial. Debido a los inconvenientes que presentan estas metodologías, se desarrolló un nuevo enfoque para abordar el problema de diseño de **ECM**. Se

reformuló el modelo **MINLP** transformándolo a un problema **MIQP** con restricciones lineales. De esta manera, se lograron mejoras tanto en la optimización como en el rendimiento computacional. Otro aspecto importante de la nueva formulación es la posibilidad de garantizar la controlabilidad del proceso. Posteriormente, se generalizó la metodología propuesta para poder aplicarse al diseño de la estructura de control de las **RIC**. Se incorporó un término al funcional de manera de cuantificar las desviaciones de las variables manipuladas y poder realizar el diseños de la **ECM** incluso para el caso en que no se dispongan variables no controladas, caso muy común en el diseño de estructuras de control para **RICs**. En una última etapa, se propuso una metodología secuencial para la integración basada en los modelos de síntesis y diseño de estructura de control desarrollados en la tesis doctoral. La metodología propuesta garantiza la calidad de la solución obtenida en la etapa de síntesis y la operabilidad de la **RIC** ya que asegura los criterios de flexibilidad y controlabilidad. Finalmente, y como trabajo futuro, se propone el desarrollo de una superestructura que permita abordar el problema de manera integrada, es decir, incorporar dentro del problema de síntesis condiciones de controlabilidad y factibilidad de la estructura de control.

Revistas internacionales con referato

- I Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Luppi, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "A sequential integration between optimal flexible heat exchanger network synthesis and control structure design" *Industrial & Engineering Chemical Research*; Año: 2018; vol. 57; num. 32;p 11094 - 11111;
- II Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Luppi, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "Multivariable control structure design based on mixed-integer quadratic programming". *Industrial & Engineering Chemical Research*; Año: 2017a; vol. 56;num. 39; p. 11228 - 11244;
- III Luppi, P. A.; Braccia, L; Rullo, P. G.; Zumoffen, D. A. R. "Plantwide control design based on the control allocation approach". *Industrial & Engineering Chemical Research*; Año: 2017; vol. 57;num. 1; p. 268 - 282 ;
- IV Zumoffen, D. A; Braccia, L; Marchetti, A. G. "Economic plant-wide control design with backoff estimations using internal model control". *Journal of Process Control*. Lugar: Amsterdam; Año: 2016; vol. 40 p. 93 - 10;
- V Rullo, P., Braccia, L., Zumoffen, D., Feroldi, D., 2018. "Sizing and economic model predictive control energy management integration for standalone power systems". doi:(bajo revisión)
- VI Zumoffen, D., Braccia, L. and Luppi, P., 2018. Data-driven Plantwide Control Performance Monitoring. (bajo revisión)
- VII Luppi, P., Braccia, L. and Zumoffen D., 2018. Control allocation based fault-tolerant strategy for a bio-ethanol processor system integrated to a PEM fuel cell. (bajo revisión)

Congresos Nacionales e Internacionales con referato

- VIII Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Luppi, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "Multivariable control structure design of heat exchange networks based on mixed-integer quadratic programming". *International Symposium on Process Systems Engineering - PSE 2018*. Lugar: San Diego, USA; Año: 2018;
- IX Luppi, P. A.; Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "Control Allocation based Structures Design for Heat Exchange Networks". *International Symposium on Process Systems Engineering - PSE 2018*. Lugar: San Diego, USA; Año: 2018;
- X Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Luppi, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "Metodología para la síntesis de redes de intercambio calórico óptimas y flexibles". *CAIQ2017 - IX Congreso argentino de Ingeniería Química*. Lugar: Bahía Blanca, Argentina; Año: 2017;
- XI Braccia, L.; Marchetti, P. A; Zumoffen, D. A. R. "Plantwide control: Reformulation Based on Mixed-Integer Quadratic Programming". *AADECA 2016 - Semana del Control Automático - 25º Congreso Argentino de Control Automático*. Lugar: Buenos Aires, Argentina; Año: 2016;

-
- XII Braccia, L.; Zumoffen, D. A. R. "The input-output pairing problem: An optimization based approach". *2015 XVI Workshop on Information Processing and Control (RPIC)*. Lugar: Cordoba, Argentina; Año: 2015;
- XIII Braccia, L.; Luppi, P. A.; García, M.; Basualdo, M. "Synthesis of Flexible Heat Exchanger Networks Integrated with Reconfigurable Control Design". *12th International Symposium on Process Systems Engineering and 25th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*. Lugar: Copenhagen, Dinamarca. Año: 2015;
- XIV Braccia, L.; Nieto Degliuomini L.; Luppi, P. A.; Basualdo, M. "Global Optimization for Flexible Heat Exchanger Network Synthesis of Chemical Plant". *24th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*. Lugar: Budapest, Hungría; Año: 2014;
- XV Braccia, L.; Basualdo, M. "Global Optimization for Flexible Heat Exchanger Network Synthesis with Isothermal Mixing Assumption". *24º Congreso Argentino de Control Automático*. Lugar: Buenos Aires, Argentina; Año: 2014;
- XVI Braccia, L.; Nieto Degliuomini L.; Basualdo, M. "Esquemas de Integración Energética Flexible para Plantas Química Y Diseño de la Estructura de Control Reconfigurable". *CAIQ2013 - VII Congreso Argentino de Ingeniería Química y 2das. Jornadas Argentina de Seguridad de Procesos*. Lugar: Rosario, Argentina; Año: 2013;
- XVII Braccia, L.; Nieto Degliuomini, L.; Luppi, P. A.; Basualdo, M. "Síntesis y Control de una Red de Intercambio Calórico para una Planta de Producción de Hidrógeno". *Quinto Congreso Nacional y Cuarto Congreso Iberoamericano "Hidrógeno y Fuentes Sustentables de Energía": HYFUSEN 2013*. Lugar: Cordoba, Argentina; Año: 2013;
- XVIII Biset, S.; Braccia, L.; Nieto Degliuomini, L.; Ruiz, M.; Ferreyra, F.; Basualdo, M. "Experiencia Pedagógica de la Interacción entre la Informática Aplicada y las Cátedras Troncales de la Carrera de Ingeniería Química". *CAIQ2013 - VII Congreso argentino de Ingeniería Química y 2das. Jornadas Argentina de Seguridad de Procesos*. Lugar: Rosario, Argentina; Año: 2013;

Índice general

Resumen	III
Publicaciones	V
Índice General	X
Índice de Figuras	XII
Índice de Tablas	XIV
1. Introducción	1
1.1. Antecedentes y Motivación	1
1.2. Incentivos para la Integración entre el Diseño y el Control	1
1.3. Perspectiva Industrial	2
1.4. Organización y Estructura de la Tesis	3
1.5. Principales Aportes y Publicaciones	3
2. Estado del Arte	7
2.1. Integración entre Síntesis y Control	7
2.1.1. Métodos de Proyección	9
2.1.2. Métodos de Optimización Integrada	13
2.2. Diseño Integrado entre Síntesis y Control en Redes de Intercambio Calórico	20
2.2.1. Incentivos para el Diseño Integrado de RICs	20
2.2.2. Principales Abordajes para la Síntesis de RICs	20
2.2.3. Control y Controlabilidad en RICs	24
3. Síntesis de Redes de Intercambio Calórico Flexible	27
3.1. Introducción	27
3.1.1. Contribución del Capítulo	28
3.2. Metodología Secuencial Propuesta y Estrategia de Optimización	29
3.2.1. Diseño de Procesos Bajo Incertidumbre	31
3.2.2. Síntesis de Redes de Intercambio Calórico Flexible	33
3.2.3. Estrategia de Optimización	43
3.2.4. Algoritmo	46
3.3. Casos de Estudio	47
3.3.1. Análisis de Convergencia del Método Propuesto	48
3.3.2. Comparación con Métodos de Optimización Local	52
3.4. Conclusiones y Trabajos Futuros del Capítulo	54

4. Diseño de Estructuras de Control Multivariables - Formulación MIQP	59
4.1. Introducción	59
4.1.1. Contribución del Capítulo	60
4.2. Reformulación de una Programación Binivel	61
4.3. Diseño de ECM - Formulación General Basada en una Programación MINLP de Dos Niveles	63
4.3.1. Selección de VCs y VMs	64
4.3.2. Estructura del Controlador	65
4.4. Reformulación Basada en una Programación MINLP de un Sólo Nivel	66
4.5. Reformulación Final - Modelo MIQP	67
4.5.1. El Subproblema SSD	69
4.5.2. El Subproblema NLE	75
4.5.3. Apareamiento Entrada-Salida Basado en la Matriz RGA	77
4.5.4. Criterio de Estabilidad/Robustez	79
4.5.5. Heurística y Estructura del Controlador	80
4.5.6. Comentarios Generales del Enfoque de Diseño de ECM Basada en la Formulación MIQP	81
4.6. Casos de Estudios	83
4.6.1. El Proceso Tennessee Eastman	83
4.6.2. Selección del Parámetro big-M	86
4.6.3. La Planta de Tratamiento de Agua	87
4.6.4. Matriz RGA y Rango de Interacción $[\delta_1, \delta_2]$	90
4.7. Conclusiones y Trabajos Futuros del Capítulo	92
5. Diseño de Estructuras de Control Multivariable Aplicado a RIC	97
5.1. Introducción	97
5.1.1. Contribuciones del Capítulo	98
5.2. Descripción del Problema	99
5.2.1. Objetivos del Control en RIC	99
5.2.2. Selección de Variables Controladas	100
5.2.3. Selección de las Mediciones	100
5.2.4. Selección de Variables Manipuladas	100
5.2.5. Apareamiento Entrada-Salida	101
5.3. Análisis de la Complejidad del Problema de Selección	101
5.3.1. Bypasses para Objetivos de Flexibilidad y Controlabilidad	101
5.3.2. Número de Bypasses Necesarios	102
5.3.3. Combinaciones	102
5.4. Modelo de Propagación de Perturbaciones	103
5.4.1. Modelo Simplificado de Intercambiador sin Bypass	103
5.4.2. Modelo de Intercambiador con Bypass	103
5.4.3. Modelo de Redes de Intercambio Calórico	104
5.4.4. Reformulación del Modelo de Redes de Intercambio Calórico	106
5.4.5. Modelo Normalizado de RIC	109
5.5. Diseño de Estructuras de Control Aplicado a RIC	110
5.6. Caso de Estudio Académico	112
5.6.1. Apareamiento Entrada-Salida basado en la RGA	113
5.6.2. Problema Ponderado	115
5.6.3. Diseño de Estructura de Control Multivariable	115
5.7. La Planta de Producción de Hidrógeno a Partir de Bioetanol	117
5.7.1. Descripción del Proceso	117
5.7.2. Diseño de Estructura de Control Multivariable	117
5.8. Conclusiones y Trabajos Futuros del Capítulo	120

6. Integración Secuencial entre la Síntesis Óptima de una Red de Intercambio de Calor Flexible y el Diseño de la Estructura de Control	125
6.1. Introducción	125
6.1.1. Contribución del Capítulo	126
6.2. Metodología Secuencial Propuesta	127
6.2.1. Algoritmo	128
6.3. Modelado Dinámico de Redes de Intercambio Calórico	129
6.3.1. Modelo de RIC en el entorno de Matlab	130
6.3.2. Modelo de RIC en el entorno de Modelica	131
6.4. Casos de estudio	135
6.4.1. Aplicación de la Estrategia Propuesta	135
6.4.2. Respuesta Dinámica	138
6.5. Fortalezas y Debilidades de la Estrategia Propuesta	139
6.6. Conclusiones y Trabajos Futuros del Capítulo	143
7. Conclusiones y Trabajos Futuros	145
7.1. Conclusiones Generales	145
7.2. Trabajos Futuros	147
Apéndices	147
A. Síntesis de Redes de Intercambio Calórico Flexible	149
A.1. Modelo Original (A1-M)	149
A.2. Modelo Aproximado (A2-M)	153
A.3. Problema Maestro (A2-MIP)	155
A.4. Análisis de los Cortes Enteros en la Metodología Propuesta	156
A.5. Soluciones Finales	158
A.5.1. Problema 1	158
A.5.2. Problema 2	159
A.5.3. Problema 3	160
B. Diseño de Estructuras de Control Multivariables - Formulación MIQP	161
B.1. Modelos Dinámicos Lineales para la Implementación del MPC	161
B.2. MIQP en Forma Escalar	162
C. Diseño de ECM Aplicado a RIC	163
C.1. Modelo de Propagación de Perturbaciones en RIC	163
C.2. Ganancias Normalizadas de Estado Estacionario	165
C.2.1. HEN01	165
C.2.2. HEN02	165
C.3. Ganancias Normalizadas de Estado Estacionario de la RIC del SPE	166
D. Integración Secuencial entre la Síntesis Óptima de una RIC Flexible y el Diseño de la ECM	167
D.1. Datos Relacionados con los Casos de Estudio	167
D.2. Soluciones Obtenidas	168
D.3. Modelos en Lenguaje Modelica	169
D.3.1. Modelo de la Pared	169
D.3.2. Modelo Convección	170
D.3.3. Modelo del Reservorio	170
D.3.4. Modelo de la Rodaja	171
D.3.5. Modelo Intercambiador Sin Bypass	171
D.3.6. Modelo de la Válvula	172

D.3.7. Modelo del Mux/Demux	172
D.3.8. Modelo del Intercambiador con Bypass	172

Bibliografía	175
---------------------	------------

Índice de figuras

2.1.	Procedimiento Clásico de Diseño de Procesos	8
2.2.	Método de Proyección para el Diseño Integrado de Procesos	10
2.3.	Métodos de Optimización Integrada para el Diseño Integrado de Procesos	14
2.4.	Principales Abordajes para la Síntesis de RIC	21
2.5.	Principales Abordajes para la Síntesis de RIC Flexibles	23
3.1.	Metodología Propuesta de Síntesis de RIC Flexible y Estrategia de Optimización.	30
3.2.	Estrategia de Dos Etapas para el Diseño Óptimo Bajo Incertidumbre.	32
3.3.	Superestructura de RIC de Dos Etapas y Dos Períodos para Integrar Energéticamente Dos Corrientes Calientes y Dos Frías.	33
3.4.	Máximo Híper-Rectángulo Escalado $T(IF)$ Inscripto dentro de la región factible.	36
3.5.	Ejemplo de Diseños Factibles e Infactibles Respecto de un Determinado Conjunto de Incertidumbre T	37
3.6.	Región Unidimensional Convexa.	38
3.7.	Región con un Punto Crítico Diferente a un Vértice de la Región T	39
3.8.	Metodología Propuesta usando la Estrategia de Outer-Approximation – Ejemplo 1 – Caso A – período 1.	50
3.9.	Estructura Óptima de la RIC para el Ejemplo 1 – Caso A – Período 1.	50
3.10.	Estructura Óptima de la RIC para el Ejemplo 1 – Período 2.	53
3.11.	Comparación Entre la Solución Óptima (100 %) y las Soluciones Obtenidas con las Es- trategias Locales – Modelo Synflex.	54
3.12.	Estructura Óptima de la RIC para el Ejemplo 2 – Caso B.	55
4.1.	Estrategia Iterativa de Análisis de Estabilidad/Robustez.	81
4.2.	TEP con Lazos de Control Estabilizantes.	83
4.3.	TEP - Respuesta Dinámica para la Perturbación en la Composición de A/C (d_1).	87
4.4.	Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (WWTP).	88
4.5.	WWTP – Respuesta Dinámica para la Perturbación del Clima Seco.	91
5.1.	Posibles Variables Manipuladas en las RICs.	101
5.2.	Estructura General de un Intercambiador con Bypass.	104
5.3.	Configuraciones de la RIC.	113
5.4.	Estructuras de Control Alternativas para la HEN01.	116
5.5.	Estructuras de Control Alternativas para la HEN02.	116
5.6.	Esquema SPE Integrado con Pila PEM Francesconi (2018)	118
5.7.	RIC para el SPE – Oliva et al. (2011)	118
5.8.	RIC – Sistema Procesador de Etanol – Implementación en Aspen HYSYS.	119
5.9.	Estructuras de Control Alternativas para la RIC del SPE.	120

6.1. Metodología Propuesta de Síntesis de RIC flexible y Diseño de la Estructura de Control Óptima.	128
6.2. Metodología Secuencial de Síntesis de RIC Flexible y Diseño de la Estructura de Control	129
6.3. Modelo de Intercambiador de Calor en el Entorno de Simulink/Matlab.	130
6.4. Pines.	131
6.5. Elementos Involucrados en la Transferencia de Calor.	132
6.6. Modelo de Transferencia de Calor en una Rodaja.	132
6.7. Modelo de Intercambiador de Calor sin Bypass.	133
6.8. Elementos Básicos Extras.	133
6.9. Modelo del Intercambiador de Calor con Bypass.	134
6.10. Modelo de Utilidades Calientes y Frías.	134
6.11. Red de Intercambio Calórico – Ejemplo 1.	134
6.12. Estructura de Control Óptima para la RIC Flexible Obtenida en el Ejemplo 1 – Caso B.	136
6.13. Respuesta Dinámica – Variables de Salida para la EC1.	140
6.14. Respuesta Dinámica – Reconfiguración de la Estructura de Control – EC1 a EC2.	141
6.15. Respuesta Dinámica – Variables de Salida de la EC2.	142
6.16. Ejemplo 1 – caso A – Regiones de Operación Factible de la RIC con/sin Control.	142
6.17. Ejemplo 1 – caso A – RIC con EC – Restricciones Incorporadas a la Región de Factibilidad.	143
A.1. Soluciones de la Estrategia de Outer-Approximation para el Método Propuesto (MP) con y sin Cortes Enteros (CE) – Ejemplo 1 – Caso A – Período 1.	157
A.2. Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 1 – Caso A.	158
A.3. Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 1 – Caso B.	158
A.4. Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 2 – Caso A.	159
A.5. Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 2 – Caso B.	159
A.6. Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 3 – Caso A.	160
A.7. Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 3 – Caso B.	160
D.1. RIC Final Óptima y Flexible con Estructura de Control Óptima – Ejemplo 1.	168
D.2. RIC Final Óptima y Flexible con Estructura de Control Óptima – Ejemplo 2.	169
D.3. RIC Final Óptima y Flexible con Estructura de Control Óptima – Ejemplo 3.	169
D.4. RIC Final Óptima y Flexible con Estructura de Control Óptima – Ejemplo 4.	169
D.5. RIC Final Óptima y Flexible con Estructura de Control Óptima – Ejemplo 5.	170

Índice de cuadros

2.1. Funcionales Objetivos para los Principales Abordajes de Diseño Simultáneo de RICs . . .	25
3.1. Datos Ejemplo 1	48
3.2. Datos Ejemplo 2	49
3.3. Datos Ejemplo 3	49
3.4. Comparación de los Métodos para el Cálculo del Índice de Flexibilidad – Ejemplo 1 – Caso A – Período 1	51
3.5. Evaluación de la Flexibilidad para cada Vértice $k' \in K_\nu$ – Ejemplo 1 – Caso A – Período 1	51
3.6. Comparación de los Métodos para el Cálculo del Índice de Flexibilidad – Ejemplo 1 – Caso A – Período 2	51
3.7. Evaluación de la Flexibilidad para cada Vértice $k' \in K_\nu$ – Ejemplo 1 – Caso A – Período 2	52
3.8. Ejemplo 1 – Puntos Críticos Considerados para el Segundo Período	52
3.9. Método de Optimización Propuesto – Problema 1 – Caso A – Período 2	52
3.10. Función Objetivo [$\$/y^{-1}$] para Synflex – Solvers Locales vs Metodología propuesta	54
3.11. Tiempos de Optimización [seg.] para Synflex – Solvers Locales vs Metodología Propuesta	55
4.1. Variables del TEP	84
4.2. Resultados TEP – Tamaño del Modelo MIQP para cada Tipo de Controlador	84
4.3. Resultado TEP – Comparsión de las Soluciones de BMINLP/AG y MIQP/CPLEX	85
4.4. Resultados TEP – Selección de VCs y VMs	85
4.5. Resultados TEP – Apareamiento (\mathbf{z}^{nd}) y Discrepancia planta-modelo (\mathbf{z}^n)	86
4.6. Resultados Descentralizados para el Proceso TE – Diferentes Valores del Parámetro big-M.	87
4.7. Variables WWTP	88
4.8. Resultados WWTP – Tamaño del Modelo MIQP, Función Objetivo y Tiempos de Opti- mización para cada Tipo de Controlador	89
4.9. Resultados para el WWTP – Selección de VCs y VMs	89
4.10. Resultados para el WWTP – Apareamiento Entrada-Salida Seleccionado (\mathbf{z}^{nd}) y Discre- pancia Planta-Modelo (\mathbf{z}^n)	90
4.11. Resultados TEP – RGA con $[\delta_1, \delta_2] = [0.3, 30]$	92
4.12. Resultados WWTP – RGA con $[\delta_1, \delta_2] = [0.3, 30]$	93
4.13. Resultados Estructuras Descentralizadas para TEP – Diferentes Rangos de Interacción $[\delta_1, \delta_2]$	93
5.1. Datos del Caso de Estudios	113
5.2. Resultados HEN01 – Diferentes Rangos de Interacción $[\delta_1, \delta_2]$	114
5.3. Resultados HEN02 – Diferentes Rangos de Interacción $[\delta_1, \delta_2]$	114
5.4. Resultados HEN02 – Diferentes Pesos en las Utilidades y Bypass. $[\delta_1, \delta_2] = [0.9, 100]$. .	115
5.5. Resultados del Caso de Estudio – $[C^{ut}, C^{byp}] = [500, 0] - [\delta_1, \delta_2] = [0.5, 100]$	117

5.6. Datos de las Corrientes del SPC Alimentado con Etanol	119
5.7. Resultados obtenidos para la RIC del SPE – $[C^{ut}, C^{byp}] = [100, 0.1]$ $[\delta_1, \delta_2] = [0.3, 100]$ – $M = 100$	120
6.1. Estructuras de Control Descentralizadas Alternativas para el Ejemplo 1	137
6.2. Estructuras de Control Descentralizadas Alternativas para el Ejemplo 2	137
6.3. Estructuras de Control Descentralizadas Alternativas para el Ejemplo 3	138
6.4. Estructuras de Control Descentralizadas Alternativas para el Ejemplo 4	138
6.5. Estructuras de Control Descentralizadas Alternativas para el Ejemplo 5	139
6.6. Tuneo de los Controladores para la EC1	139
6.7. Tuneo de los Controladores para la EC2	139
A.1. Comparación entre el Método Propuesto (MP) y el Método Propuesto con Cortes Enteros (MP-CE)	157
D.1. Datos Ejemplo 4	167
D.2. Datos Ejemplo 5	168

1.1. Antecedentes y Motivación

En la actualidad existe un gran interés en desarrollar estrategias que aborden de manera integrada la síntesis/diseño de procesos y el diseño de la estructura de control. Por lo general, el enfoque tradicional resuelve estos problemas por separado generando que los diseños obtenidos sean difíciles de controlar/operar. Este enfoque tradicional, por lo general, suele producir problemáticas en la etapa de diseño de la estructura de control que son generadas por una etapa de diseño de procesos que no tiene en cuenta consideraciones de controlabilidad y se focaliza en objetivos económicos. Esta problemáticas suelen remediarse realizando un sobredimensionamiento posterior del proceso, es decir, produciendo procesos más costosos. Es por estos motivos, que en los últimos años, se ha incrementado el interés en desarrollar metodologías que tengan en cuenta consideraciones de control desde las primeras etapas de diseño de procesos.

Desde el punto de vista de las RIC, que es el caso de estudio que abordaremos a lo largo de esta tesis, el diseño y su estructura de control juegan un papel importante, volviéndose vital en aquellos procesos en el que la eficiencia energética suele ser importante. Este es el caso de procesos que involucran energías renovables en donde, por ejemplo, la integración energética a través del pinch análisis aplicado al proceso de reformado de metano para la producción de hidrógeno sin tener en cuenta consideraciones de control permite reducir un 35 % los costos relacionados con las utilidades y un 6.5 % la emisión de dióxido de carbono ([Posada y Manousiputhakis, 2005](#)). Por lo tanto, el desarrollo de estrategias que permiten integrar energéticamente estos procesos y que a su vez garanticen un correcto control, i.e. una buena operación de los sistemas, permitirán reducir los costos de producción, disminuir los niveles de contaminación y fomentar el uso de las energías renovables.

Desde el punto de vista de la integración, el diseño de la RIC suele incorporar al proceso interacciones entre diferentes etapas del mismo, tiempos muertos y fuertes limitaciones al control, lo cual dificultan la correcta operación de la planta/proceso. Es decir, si bien las RICs forman parte de un sistema secundario que busca aumentar la eficiencia energética del proceso, juega un papel importante en el comportamiento dinámico del mismo. En este sentido, diseños realizados sin tener en cuenta criterios de controlabilidad suelen generar que los procesos sean difíciles de operar o directamente incapaces de trabajar a lazo cerrado.

A continuación presentaremos los principales incentivos para la integración entre el diseño y el control, así como la perspectiva industrial actual.

1.2. Incentivos para la Integración entre el Diseño y el Control

Los incentivos para el diseño integrado con el control pueden ser atribuidos a:

- **Dominios Compartidos de Toma de Decisión.** Dado que el rendimiento de un proceso depende en gran medida de su diseño, los dominios de trabajo de los ingenieros de procesos y de control se superponen.
- **Conflicto y Competencia entre los Objetivos económicos y de controlabilidad.** Por lo general el diseño de procesos está regido por medidas económicas y criterios de estado estacionario, por ejemplo, costo total anual. Estos objetivos suelen entrar en conflicto y competir con los criterios de controlabilidad. En la literatura existen varios trabajos académicos que reflejan la interrelación entre la economía y la controlabilidad de los procesos químicos. Por ejemplo, [Luyben \(2004\)](#) proporcionó una lista de ejemplos en los que la mejora de la controlabilidad entra en conflicto con la economía de proceso.
- **Característica de los Procesos Modernos.** En la actualidad los procesos químicos modernos emplean una menor cantidad de inventario en la planta y suelen presentar un mayor grado de integración. Es decir, estos procesos operan con mayores limitaciones y deben cumplir con un mayor rango de especificaciones de sus productos. En consecuencia, el rol de los sistemas de control ha cambiado transformándose en un componente integrado de planificación comercial que garantiza simultáneamente la viabilidad y la operación óptima de los procesos ([Edgar, 2004](#); [Stephanopoulos y Reklaitis, 2011](#)).
- **Mejores Herramientas dentro de la Ingeniería de Sistemas de Proceso (ISP).** Los avances recientes dentro del área de ingeniería de sistemas de proceso (ISP), han proporcionado un conjunto de herramientas destinadas al análisis (modelado, optimización, identificación, diagnóstico y control) que permite considerar las interacciones existentes entre el diseño y el control de procesos en toda la planta ([Stephanopoulos y Reklaitis, 2011](#)).

1.3. Perspectiva Industrial

Desde el sector industrial se reconocen los beneficios de la integración entre el diseño y el control incluso desde antes que comiencen las primeras investigaciones en esta área. En este sentido [Buckley \(1964\)](#) es considerado como uno de los ingenieros industriales pioneros en aplicar la integración de las áreas de diseño y control. Logra esta integración coordinando las tareas realizadas por la división de diseño del departamento de ingeniería de DuPont y los ingenieros de procesos e instrumentación. Si bien a partir de esta integración se han logrado desarrollar una gran variedad de métodos, la práctica industrial se ha mantenido conservadora utilizando sus prácticas tradicionales de diseño. Estas están basadas en considerar el diseño y la operación de las unidades de forma individual y una vez realizada esta etapa se realiza el diseño del control. Las barreras contra la comercialización del enfoque integrado son:

- **Diferentes Formas de Pensar.** Los ingenieros de control y los ingenieros de proceso generalmente tienen diferentes modos de pensar y resolver los problemas. Por ejemplo, a nivel industrial, se puede observar estas diferencias en los dominios de trabajo de ambas áreas. Mientras que los ingenieros de proceso suelen realizar el diseño de equipos en estado estacionario, los ingenieros de control han desarrollado un conjunto de herramientas e índices destinadas al diseño del controlador y el análisis de estabilidad en el dominio temporal y/o frecuencial. Estas diferencias culturales generan un gran dificultad para el desarrollo de técnicas integradas ([Downs y Skogestad, 2011](#)).
- **Requisitos de Simplicidad** Generalmente a nivel industrial se incentiva la simplicidad en los sistemas de control. Esto desalienta la aplicación de sistemas de control más complejos que pueden favorecer la integración entre las áreas. Este es el caso de las optimizaciones en tiempo real ([Downs y Skogestad, 2011](#)).
- **Esfuerzos de Modelado y Costos Computacionales.** Desarrollar modelos rigurosos y análisis de controlabilidad durante la etapa de diseño puede llevar mucho tiempo y ser costoso desde el

punto de vista computacional, generando que se requiera un alto nivel de experiencia ([Chachuat, 2010](#); [Downs y Skogestad, 2011](#)).

Las barreras mencionadas en las secciones anteriores sugieren la necesidad de desarrollar metodologías eficientes destinadas a capturar las interacciones entre el diseño y el control del proceso. Tales metodologías deberían ser capaces de gestionar sistemáticamente las complejidades conceptuales y numéricas del problema y fomentar las aplicaciones industriales a gran escala.

1.4. Organización y Estructura de la Tesis

En el Capítulo 1 resume las principales motivaciones que dieron origen a la tesis.

En el Capítulo 2 se presentan las diferentes estrategias existentes en la literatura destinadas a resolver el problema de integración entre la etapa de síntesis y control. Por otro lado, se realiza un abordaje sobre el caso de estudio utilizado en esta tesis, i.e. se presenta el estado actual de las etapas de síntesis y control en las redes de intercambio calórico (RIC) y las estrategias de resolución existentes.

En el Capítulo 3 se presenta una metodología secuencial para el diseño óptimo de RIC flexibles. La estrategia propuesta permite garantizar que la RIC obtenida sea la red óptima capaz de operar en un rango de variación esperado de las incertidumbres que ingresan a la red. La resolución del problema de síntesis se aborda con una estrategia de optimización la cual permite garantizar la calidad de la solución obtenida. Los resultados generados con la metodología propuesta fueron comparados con las soluciones obtenidas por diferentes solvers.

En el Capítulo 4 se presenta una estrategia basada en programación cuadrática mixta-entera (MIQP) para el diseño de las estructuras de control multivariables (ECM). La nueva representación permite resolver problemas más complejos usando reconocidos solvers como CPLEX en el entorno de GAMS. La utilización de la nueva formulación y los nuevos métodos de resolución permiten obtener mejoras relacionadas con la optimalidad, el tiempo de cómputo y los recursos computacionales, en especial cuando aumenta el tamaño del problema. Según nuestro conocimiento, el enfoque para el diseño ECM presentado en dicha sección es la primera superestructura que aborda simultáneamente: la selección de variables controladas y manipuladas, la definición del apareamiento entrada-salida, el diseño del controlador, la adición de requisitos de control originales/heurística, y una prueba simplificada de estabilidad/robustez usando información de estado estacionario.

En el Capítulo 5 se presenta una adaptación de la metodología mixta-entera cuadrática (MIQP) propuesta en el Cap. 4 con el objetivo de lograr el diseño de ECM en las RICs. Se propone además una reformulación del modelo presentado por [Yan et al. \(2001\)](#) con el objetivo de incluir el efecto de las utilidades sobre las variables de salida de la RIC. Este modelo es utilizado en la metodología MIQP para el diseño de estructura de control alternativas en RICs.

Finalmente, en el Capítulo 6 se presenta una estrategia secuencial para integrar las etapas de síntesis y diseño de ECM. La estrategia se basa en los modelos y las técnicas desarrolladas en las secciones anteriores, y tiene por objetivo obtener una RIC óptima y flexible con su estructura de control óptima. Es importante destacar, que la estrategia obtiene diferentes EC calculadas en diferentes puntos de operación.

Las conclusiones y trabajos futuros que se desprenden de la realización de esta tesis son presentados en el Capítulo 7.

1.5. Principales Aportes y Publicaciones

El desarrollo de la presente tesis de doctorado se realizó en el Grupo de Ingeniería de Sistemas de Procesos (GISP), perteneciente al CIFASIS. El aporte principal de esta tesis (objetivo general) fue desarrollar estrategias que permiten abordar de forma integrada las etapas de síntesis/diseño de procesos y el diseño de las estructuras de control, utilizando como caso de estudio las redes de intercambio calórico. En este sentido, en una primera etapa se abordaron de forma individual los problemas de síntesis y diseños de estructuras de control multivariable. Se buscó generar mejoras en las formulaciones de ambos

problemas y de esta manera favorecer la integración. En una segunda etapa, se avanzó con una estrategia secuencial de integración. En lo particular, podemos detallar las siguientes contribuciones específicas:

- Respecto a la etapa de síntesis se han propuesto diferentes estrategias que permitan contemplar aspectos de flexibilidad en el diseño i.e., estrategias de síntesis de RIC flexibles. Definiéndose la flexibilidad como la capacidad de un RIC de trabajar en diferentes puntos de operación en estado estacionario. Se analizaron las diferentes formulaciones del problema de síntesis multiperíodo y diferentes estrategias para el cálculo del índice de flexibilidad. Los resultados obtenidos fueron presentados en congresos nacionales e internacionales, [XVI, XVII].
- Dado el grado de complejidad que conlleva el problema de síntesis de RIC flexibles, se propuso una estrategia de optimización basada en una técnica de convexificación de las restricciones no lineales del problema (Björk y Westerlund, 2002). El objetivo principal de esta estrategia fue garantizar la calidad de la solución obtenida por el problema de síntesis. La estrategia se basa en resolver una secuencia de problemas aproximados y originales con el fin de obtener cotas superiores e inferiores que se van ajustando y aproximando a la solución global del problema. Los resultados obtenidos fueron presentados en congresos nacionales e internacionales [X, XIV, XV].
- Se realizó una reformulación del problema de diseño de estructuras de control. Esta reformulación está basada en un trabajo previo presentado por Zumoffen (2016). Inicialmente se analizaron los tiempos computacionales requeridos para resolver el subproblema de apareamiento entrada-salida basado en la matriz RGA y utilizando solvers estocásticos y determinísticos. Se pudo demostrar que una correcta formulación del problema permite utilizar mejores técnicas de resolución y de esta manera, por un lado, mejorar los tiempos de cómputos y, por el otro, evitar caer en soluciones locales. Los resultados obtenidos fueron presentados en un congreso nacional [XII]. Cabe destacar que el problema de apareamiento entrada-salida es un subproblema dentro del problema general de diseño de estructuras de control para plantas completas. En este sentido se continuó avanzando en la correcta reformulación del problema global de diseño de estructuras de control. Como resultado se realizaron publicaciones en congresos nacionales e internacionales [VIII, XI] y en revistas indexadas [III].
- Se desarrolló una técnica integrada entre los problemas de síntesis de redes flexibles y diseño de estructuras de control. El objetivo principal de la técnica es obtener una red capaz de operar en diferentes puntos operativos (criterio de flexibilidad) y el diseño de una estructura de control capaz de operarla (criterio de controlabilidad). La estrategia propuesta fue presentada en congresos internacionales [XIII] y en revistas indexadas [I].

Cabe destacar que durante el transcurso de la beca doctoral se realizaron diferentes colaboraciones, las cuales derivaron en trabajos publicados o en proceso de revisión tanto en congresos [IX, XVIII] como en revistas indexadas [IV, V, VI, VII]. El objetivo de dichas colaboraciones se basó en la formulación de diferentes problemas de optimización y el estudio de nuevas técnicas de control. Estos trabajos se relacionan con el objetivo general de la tesis ya que abordan la reformulación de los problemas de diseños de estructuras de control basadas en superestructuras y en algunos casos integran la formulación MIQP en problemas alternativos.

Revistas Internacionales con Referato

- I Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Luppi, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "A sequential integration between optimal flexible heat exchanger network synthesis and control structure design" *Industrial & Engineering Chemical Research*; Año: 2018; vol. 57; num. 32;p 11094 - 11111;
- II Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Luppi, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "Multivariable control structure design based on mixed-integer quadratic programming". *Industrial & Engineering Chemical Research*; Año: 2017a; vol. 56;num. 39; p. 11228 - 11244;

- III Luppi, P. A.; Braccia, L.; Rullo, P. G.; Zumoffen, D. A. R. "Plantwide control design based on the control allocation approach". *Industrial & Engineering Chemical Research*; Año: 2017; vol. 57; num. 1; p. 268 - 282 ;
- IV Zumoffen, D. A.; Braccia, L.; Marchetti, A. G. "Economic plant-wide control design with backoff estimations using internal model control". *Journal of Process Control*. Lugar: Amsterdam; Año: 2016; vol. 40 p. 93 - 10;
- V Rullo, P., Braccia, L., Zumoffen, D., Feroldi, D., 2018. "Sizing and economic model predictive control energy management integration for standalone power systems". doi:(bajo revisión)
- VI Zumoffen, D., Braccia, L. and Luppi, P., 2018. Data-driven Plantwide Control Performance Monitoring. (bajo revisión)
- VII Luppi, P., Braccia, L. and Zumoffen D., 2018. Control allocation based fault-tolerant strategy for a bio-ethanol processor system integrated to a PEM fuel cell. (bajo revisión)

Congresos Nacionales e Internacionales con Referato

- VIII Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Luppi, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "Multivariable control structure design of heat exchange networks based on mixed-integer quadratic programming". *International Symposium on Process Systems Engineering - PSE 2018*. Lugar: San Diego, USA; Año: 2018;
- IX Luppi, P. A.; Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "Control Allocation based Structures Design for Heat Exchange Networks". *International Symposium on Process Systems Engineering - PSE 2018*. Lugar: San Diego, USA; Año: 2018;
- X Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Luppi, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "Metodología para la síntesis de redes de intercambio calórico óptimas y flexibles". *CAIQ2017 - IX Congreso argentino de Ingeniería Química*. Lugar: Bahía Blanca, Argentina; Año: 2017;
- XI Braccia, L.; Marchetti, P. A.; Zumoffen, D. A. R. "Plantwide control: Reformulation Based on Mixed-Integer Quadratic Programming". *AADECA 2016 - Semana del Control Automático - 25º Congreso Argentino de Control Automático*. Lugar: Buenos Aires, Argentina; Año: 2016;
- XII Braccia, L.; Zumoffen, D. A. R. "The input-output pairing problem: An optimization based approach". *2015 XVI Workshop on Information Processing and Control (RPIC)*. Lugar: Cordoba, Argentina; Año: 2015;
- XIII Braccia, L.; Luppi, P. A.; García, M.; Basualdo, M. "Synthesis of Flexible Heat Exchanger Networks Integrated with Reconfigurable Control Design". *12th International Symposium on Process Systems Engineering and 25th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*. Lugar: Copenhagen, Dinamarca. Año: 2015;
- XIV Braccia, L.; Nieto Degliuomini L.; Luppi, P. A.; Basualdo, M. "Global Optimization for Flexible Heat Exchanger Network Synthesis of Chemical Plant". *24th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*. Lugar: Budapest, Hungría; Año: 2014;
- XV Braccia, L.; Basualdo, M. "Global Optimization for Flexible Heat Exchanger Network Synthesis with Isothermal Mixing Assumption". *24º Congreso Argentino de Control Automático*. Lugar: Buenos Aires, Argentina; Año: 2014;
- XVI Braccia, L.; Nieto Degliuomini L.; Basualdo, M. "Esquemas de Integración Energética Flexible para Plantas Química Y Diseño de la Estructura de Control Reconfigurable". *CAIQ2013 - VII Congreso Argentino de Ingeniería Química y 2das. Jornadas Argentina de Seguridad de Procesos*. Lugar: Rosario, Argentina; Año: 2013;
- XVII Braccia, L.; Nieto Degliuomini, L.; Luppi, P. A.; Basualdo, M. "Síntesis y Control de una Red de Intercambio Calórico para una Planta de Producción de Hidrógeno". *Quinto Congreso Nacional y Cuarto Congreso Iberoamericano "Hidrógeno y Fuentes Sustentables de Energía": HYFUSEN 2013*. Lugar: Cordoba, Argentina; Año: 2013;

1.5. Principales Aportes y Publicaciones

- XVIII Biset, S.; Braccia, L.; Nieto Degliuomini, L.; Ruiz, M.; Ferreyra, F.; Basualdo, M. "Experiencia Pedagógica de la Interacción entre la Informática Aplicada y las Cátedras Troncales de la Carrera de Ingeniería Química". *CAIQ2013 - VII Congreso argentino de Ingeniería Química y 2das. Jornadas Argentina de Seguridad de Procesos*. Lugar: Rosario, Argentina; Año: 2013;

En este capítulo se presenta una breve reseña del estado del arte correspondiente a las temáticas principales que se abordan en esta tesis. Inicialmente se analiza el estado actual de la integración entre la síntesis y el control de procesos (Sec 2.1). Finalmente, se presenta una revisión de los principales trabajos que utilizan a las RICs (Sec 2.2) para desarrollar nuevas estrategias de integración entre estas etapas.

2.1. Integración entre Síntesis y Control

En todos los procesos industriales el objetivo principal es obtener un producto que cumpla con todas las especificaciones requeridas de manera de lograr el máximo beneficio económico al menor costo posible. Por otro lado, la mayoría de los procesos industriales deben ser lo suficientemente flexibles de manera de poder adaptarse ante cambios en: (i) las especificaciones del producto, (ii) la demanda, (iii) condiciones de entrada y (iv) variaciones en la calidad de la materia prima. Para alcanzar estos objetivos el diseño de los equipos y de la estructura de control deben ser los de menor costo y aquellos que permitan lograr todos los criterios de calidad. Es decir el proceso debe diseñarse teniendo en cuenta el compromiso existente entre los aspectos económicos y de control. En este sentido, la metodología integrada entre diseño y control busca incorporar el análisis sistemático de la dinámica de la planta en el procedimiento de diseño de procesos con el objetivo de considerar dicho compromiso.

El enfoque tradicional de diseño de procesos utiliza una metodología de tipo secuencial. En una primera etapa, se realiza la síntesis del proceso con el objetivo de determinar la estructura de la planta. Posteriormente, en una segunda etapa, se determinan los parámetros del proceso y las condiciones de operación considerando modelos de estado estacionario y objetivos económicos. Finalmente, en la última etapa, se diseña el sistema de control con el objetivo de lograr el comportamiento dinámico deseado. En la Fig. (2.1) se presenta un diagrama de flujo del enfoque clásico de diseño de procesos. Por lo general este enfoque secuencial es inadecuado ya que numerosos inconvenientes que aparecen en la etapa de diseño de la estructura control son consecuencia de un diseño deficiente del proceso y por el contrario rediseños teniendo en cuenta sólo consideraciones de control suelen producir procesos sobredimensionados ([Malcom et al., 2007](#)).

Estas problemáticas relacionadas con el método clásico generaron que en el último período de tiempo surgiera el enfoque de diseño integrado. Este enfoque se basa en el hecho de que el rendimiento dinámico del proceso es una propiedad inherente al diseño del mismo. Es por ello, que la filosofía de diseño integrado puede producir beneficios económicos significativos así como una mejora en la operación de la planta. Estos enfoques, incorporan la evaluación dinámica del proceso desde las etapas iniciales del procedimiento de diseño con el objetivo de tener en cuenta la interrelación existente entre la rentabilidad y la controlabilidad.

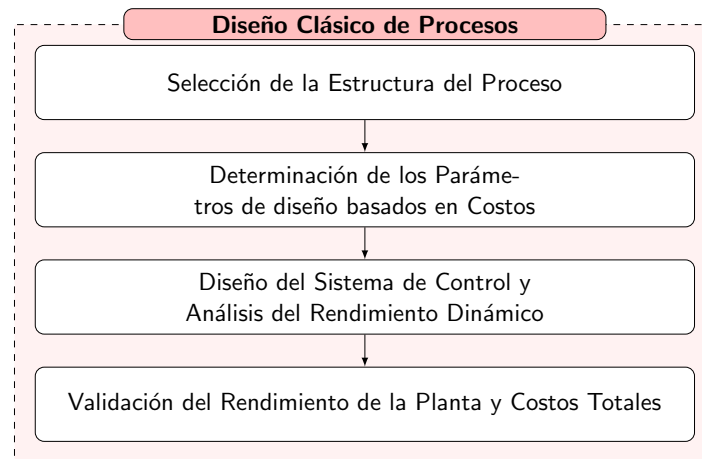


Figura 2.1: Procedimiento Clásico de Diseño de Procesos

La interacción entre el diseño y control de procesos está documentada desde 1940 (Ziegler y Nichols, 1999), motivando una serie de trabajos que han proporcionado antecedentes teóricos sobre propiedades como la controlabilidad, la flexibilidad, la operabilidad, la conmutabilidad, la estabilidad y la selección de variables de salidas y variables manipuladas. Algunos de los trabajos iniciales son los propuestos por Stephanopoulos et al. (1979), Morari et al. (1980) y la serie “Diseño de Plantas de Procesamiento Resilientes” (Holt y Morari, 1985a,b; Lenhoff y Morari, 1982; Marselle et al., 1982; Morari, 1983; Morari et al., 1985; Saboo et al., 1982, 1984; Skogestad y Morari, 1987a). Estos trabajos se ocupan principalmente en la evaluación de la controlabilidad de procesos y su incorporación en la síntesis y en el diseño de la estructura de control. Otros trabajos importantes son aquellos que se centraron en estudiar la flexibilidad y las propiedades de operabilidad (Dimitriadis y Pistikopoulos, 1995; Grossmann y Floudas, 1987a; Grossmann y Morari, 1983; Grossmann y Straub, 1991). Si bien la controlabilidad y la flexibilidad son dos conceptos fuertemente relacionados (Grossmann y Morari, 1983), la controlabilidad está relacionada con la operación dinámica y es una medida de rendimiento dinámico, mientras que la flexibilidad se centra en la operación en estado estacionario y mide la capacidad de manejar diferentes condiciones operativas. A partir de estos dos conceptos surge el criterio de operabilidad, la cual mide la capacidad de la planta para proporcionar un rendimiento dinámico y estacionario aceptable, es decir, incluye los análisis de flexibilidad y controlabilidad. Todos estos estudios motivaron el desarrollo de estrategias que incorporan los conocimientos de control y operabilidad dentro del diseño de procesos. Es importante destacar que el desarrollo de nuevos índices y conceptos teóricos impulsó mejoras en la estrategia de diseño integrado.

En la década de los noventa, las mejoras en los recursos computacionales que dieron origen a métodos de optimización y de cómputos más potentes permitieron desarrollar mejores herramientas de análisis de controlabilidad y tecnologías de control avanzado, proporcionaron la fuerza motriz necesaria para desarrollar una amplia variedad de metodologías de diseño y control integrados basadas en los fundamentos de las obras pioneras en el área. De esta manera, en la literatura se han presentado varios enfoques en los cuales se toman decisiones sistemáticas para mejorar las medidas económicas y de controlabilidad.

Una buena revisión sobre las problemáticas y los objetivos a resolver en el área de integración entre diseño de procesos y diseño de control se encuentra en los trabajos presentados por Hamid et al. (2010); Huusom (2015); Jain y Babu (2009); Lewin (1999); Ricardez-Sandoval et al. (2009b); Sakizlis et al. (2004); Sharifzadeh (2013); Vega et al. (2014); Yuan et al. (2012a). Hoy en día, la integración del diseño y del control es un campo maduro de investigación.

Si bien existe un gran avance dentro de esta área, todavía se observa una gran dificultad en la forma de clasificar las metodologías existentes. En este sentido, por ejemplo, Lewin (1999) y Meeuse (2002) separan las diferentes estrategias en dos grupos. En el primero de ellos, se encuentran aquellas estrategias en las que el diseño del proceso y el análisis de controlabilidad de diferentes diseños alternativos se realizan mediante un análisis sistemático de las propiedades dinámicas de los mismos. Por otro lado, en

el segundo grupo, los autores incorporan las estrategias que realizan el diseño y el control de procesos de forma simultánea mediante la resolución de un problema de optimización único. [Seferlis y Georgiadis \(1979\)](#) clasifica las metodologías que integran el diseño y el control según cuatro categorías: (i) caracterización de los procesos y controlabilidad, (ii) métodos de control y diseño de procesos integrados, (iii) interacciones entre el diseño y el control de planta completa y (iv) extensiones al diseño y control de procesos integrados. Posteriormente, en [Sharifzadeh \(2013\)](#) se presenta una clasificación en la que se separa el diseño clásico del integrado y donde se enumeran ocho tipos de diseños integrados. El autor además describe las características principales, las ventajas y desventajas de cada uno de estos grupos. Finalmente, [Vega et al. \(2014\)](#) clasifican los métodos en métodos de *proyección* y en *optimización integrada*. La clasificación incluye aspectos como: (i) el alcance de la formulación del problema, (ii) los métodos para evaluar la controlabilidad y otras propiedades relacionadas con el rendimiento dinámico de los procesos, (iii) la introducción de estrategias de control avanzadas, (iv) el tratamiento de las incertidumbres y perturbaciones, (v) el tipo de problema de optimización y los métodos para su resolución. En este Capítulo utilizaremos esta clasificación para presentar las principales estrategias dentro del área de diseño integrado de procesos.

2.1.1. Métodos de Proyección

Los métodos de proyección utilizan diferentes índices para predecir la dinámica de diferentes alternativas del proceso previamente obtenidas por un análisis económico. El objetivo de estos índices es el de guiar las decisiones de la etapa de diseño hacia aquellas alternativas que sean más fáciles de controlar y operar. Es de esta manera como se introduce el análisis de controlabilidad y/o de otras propiedades similares relacionadas con la performance dinámica del proceso en las etapas iniciales de diseño. Estos métodos logran garantizar una correcta dinámica del sistema obtenido.

El diseño del proceso y el análisis dinámico del mismo son integrados en un procedimiento sistemático en el cual se comparan diferentes alternativas de manera de obtener aquella que presente mejor característica desde el punto de vista del control. Estos métodos se caracterizan por tener un fuerte soporte teórico y estar basados en los criterios de controlabilidad. Estas dos características constituyen una fortaleza de los métodos de proyección. Un diagrama de flujos general de este procedimiento se presenta en la Fig 2.2. La clasificación de estos métodos se basa, por un lado, en el tipo de índice utilizado para medir la controlabilidad y operabilidad de los procesos y, por el otro, en el tipo de análisis dinámico utilizado para evaluar las diferentes alternativas del proceso. En este sentido, los diferentes métodos se pueden clasificar en:

1. Métodos basados en la controlabilidad entrada-salida y propiedades relacionadas.
2. Métodos basados en controlabilidad de estado estacionario.
3. Métodos orientados a procesos. Sistemas con reciclo.
4. Métodos basados en el análisis de la multiplicidad de estados estacionarios.
5. Métodos basados en la fenomenología del modelo.

La primer diferencia que aparece en los métodos está relacionada con la forma en que se realiza el análisis de la controlabilidad. Este análisis puede estar basado en modelos de entrada-salidas o de espacio de estados. Cuando el mismo se basa en modelos de entrada-salida, la evaluación de la controlabilidad de las diferentes alternativas se realiza utilizando índices de controlabilidad a lazo abierto. Dichos criterios se basan principalmente en los efectos de las perturbaciones sobre las restricciones operativas del proceso y su propagación a través del mismo. Para obtener estos efectos, los diferentes trabajos presentes en la literatura utilizan índices basados en modelos lineales. Por otro lado, cuando se utilizan los modelos de espacio de estado, el análisis de la controlabilidad de los diseños se centra en índices que aseguran, en primer lugar, sus condiciones operativas y, por último, que sean controlables a lazo cerrado cuando se les incorpora la estructura de control. Para lograr estos objetivos, se utilizan métodos que permiten fijar a priori condiciones de controlabilidad en sistemas no lineales. Finalmente la última serie de métodos

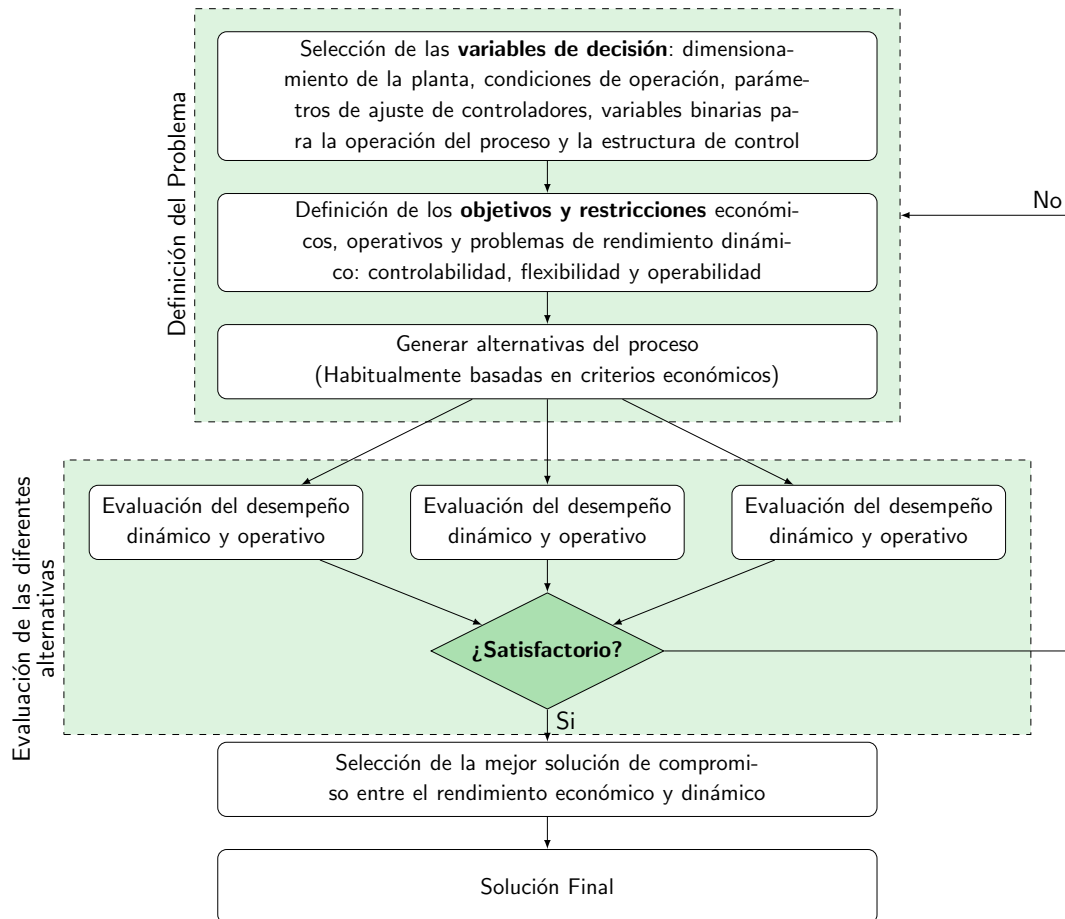


Figura 2.2: Método de Proyección para el Diseño Integrado de Procesos

buscan utilizar información fenomenológica de los modelos matemáticos del proceso o las propiedades termodinámicas del mismo para mejorar las etapas de síntesis y de diseño.

Como conclusión, la idea principal de las metodologías de proyección para el diseño integrado es introducir un análisis de controlabilidad en las etapas iniciales de diseño del proceso con el objetivo de garantizar un buen comportamiento dinámico del mismo. A continuación daremos una breve descripción de cada una de los métodos propuestos teniendo en cuenta que una revisión más completa de los métodos y de los diferentes trabajos presentes en cada una de estas líneas puede ser encontrada en [Vega et al. \(2014\)](#).

Métodos Basados en la Controlabilidad Entrada-Salida y Propiedades Relacionadas

Los métodos incluidos en esta categoría abordan la interrelación entre el diseño y el control adoptando diferentes índices para medir la controlabilidad de los procesos. A continuación haremos una breve descripción de los principales trabajos e índices presentes en esta línea.

Existe en la literatura una serie de trabajos que utilizan criterios de calidad basados en la definición de controlabilidad entrada-salida definida por [Skogestad y Postlethwaite \(1996\)](#). Este criterio está definido como la capacidad de alcanzar un rendimiento de control aceptable por parte del proceso, siendo un concepto más abarcativo que la clásica controlabilidad de estado definida por [Kalman \(1960\)](#).

Otros trabajos utilizan conceptos diferentes tales como la controlabilidad funcional o la resiliencia dinámica para medir el rendimiento dinámico del proceso. Dentro de este grupo de trabajos podemos encontrar diferentes índices del dominio frecuencial que utilizan modelos lineales del proceso para cuantificar la resiliencia dinámica, el impacto de las restricciones sobre las variables manipuladas y el efecto de las perturbaciones del proceso y las incertidumbres del modelo ([Cao y Yang, 2004](#); [Holt y Morari, 1985a,b](#); [Morari et al., 1987](#); [Perkins y Wong, 1985](#); [Skogestad y Morari, 1987a](#)). También se presentan diferentes medidas de interacción estáticas y dinámicas para resolver el apareamiento de entradas y salidas

(Bristol, 1966a; Hovd y Skogestad, 1992, 1994; Niederlinski, 1971; Zhao y Skogestad, 1997). Algunos de estos índices tradicionales son, por ejemplo, el mínimo y máximo valor singular, el número de condición del proceso, el número de condición de las perturbaciones, la matriz de ganancias relativas y el costo de perturbaciones. La extensión de estos índices para la controlabilidad de sistemas no lineales se puede encontrar en los trabajos presentados por Daoutidis y Kravaris (1991, 1992) y Manousiouthakis y Nikolaou (1980).

Una línea particular dentro de esta categoría es la de *síntesis de procesos* la cual busca analizar el efecto de la estructura del proceso sobre la controlabilidad y el efecto de la estructura del control sobre el comportamiento dinámico del mismo. Dentro de esta línea, por ejemplo, Marselle et al. (1982) presentan una técnica de síntesis de RIC que tiene en cuenta aspectos de flexibilidad y resiliencia. El método implica el diseño estructural y paramétrico de la red y la síntesis de la estructura de control considerada como regulador. En este sentido, el objetivo de la metodología propuesta es encontrar la estructura de red que recupera la máxima energía posible y que es capaz de operar de manera factible en un rango específico de parámetros inciertos. Dentro de este enfoque, Saboo et al. (1984) desarrollan una técnica de síntesis rigurosa basada en propiedades con el objetivo de obtener la máxima recuperación de energía en los intercambiadores de calor. Esta nueva técnica conduce a redes que pueden manejar variaciones específicas de la temperatura de entrada y garantizan la máxima recuperación de energía. Finalmente, en Morari et al. (1985) se extienden estas técnicas buscando obtener la síntesis de la RIC y la estructura de control para el caso de dos reactores exotérmicos, inestables a lazo abierto, con agitación continua.

Desde un punto de vista más general, la síntesis de procesos suele ser abordada a partir de métodos sistemáticos: optimizaciones de superestructuras o métodos de descomposición. Los métodos de descomposición, permiten descomponer el problema de diseño en una secuencia de subproblemas organizados de acuerdo al nivel de detalle. Por lo general este tipo de abordajes es el más utilizado en el diseño de plantas completas. Dentro de este enfoque, existe un gran número de trabajos que introducen diferentes criterios de controlabilidad en cada uno de estos subproblemas. En este sentido, por ejemplo, uno de los primeros trabajos fue el presentado por Fisher et al. (1988), en el que se propone un procedimiento sistemático para el análisis de controlabilidad en la síntesis de un proceso químico. En este procedimiento se evalúa en cada diseño posible del proceso y en cada nivel de la estrategia de resolución: (i) los grados de libertad presentes entre las variables de salida controladas y entradas manipuladas y (ii) el impacto de las perturbaciones sobre los costos y las restricciones de operación. A partir de las soluciones obtenidas se deciden modificaciones sobre el diseño del proceso con el objetivo de mejorar la controlabilidad del mismo. Siguiendo esta línea, Wolff (1994); Wolff et al. (1994, 1992) proponen procedimientos que utilizan herramientas de análisis para evaluar las propiedades de controlabilidad inherentes de una planta química. Se centran en la síntesis de la estructura de control. Lin et al. (1991) desarrolla el concepto de Controlabilidad Estructural de Salida (CES) y una condición para asegurar dicha característica en los procesos. Posteriormente, Hopkins et al. (1998) utiliza el índice CES para integrar la síntesis de procesos y la estructura de control. Vinson y Georgakis (2000, 2002) define el Índice de Controlabilidad de Salida (ICS) o Índice de Operabilidad (IO) como una medida de la capacidad que tiene un diseño de alcanzar todos los valores de salida deseados y rechazar las perturbaciones esperadas utilizando acciones de entrada que no excedan la región factible de operación. Este índice fue definido en estado estacionario y para sistemas no lineales. La extensión dinámica del mismo, denominado Índice de Operación Dinámico (IOD), es presentado posteriormente por Uzturk y Georgakis (2002). Finalmente, Solov'yev y Lewin (2000) presentaron un análisis para plantas químicas basadas en un índice de resiliencia en estado estacionario aplicado a sistemas lineales. Este análisis fue extendido para los casos no lineales en Lewin (1996); Weitz y Lewin (1996).

Como podemos observar dentro de esta categoría existe una amplia variedad de trabajos e índices utilizados. Esta característica es producto de, por un lado, presentar los enfoques pioneros en el área de diseño integrado, y por el otro, el avance en las diferentes teorías relacionadas con la cuantificación de la controlabilidad de sistemas.

Métodos Basados en Controlabilidad de Estado Estacionario

Los métodos más recientes destinados a integrar el diseño del proceso y el diseño del control están basados en índices de controlabilidad de sistemas no lineales en estado estacionario. Algunos conceptos relacionados con la controlabilidad y la observabilidad para sistemas no lineales en espacio de estados fueron desarrollados por [Hermann y Krener \(1977\)](#). Dentro de esta línea, los trabajos presentados por [Ochoa \(2005\)](#); [Ochoa y Alvare \(2005\)](#) representan contribuciones interesantes donde el diseño integrado con el control se realiza tratando de garantizar la controlabilidad local de sistemas no lineales afines a las entradas de control. Para tal fin, utilizan diferentes índices prácticos de controlabilidad desarrollados en base a las teorías de espacio de estados. Estos índices se centran en ciertos aspectos del proceso tales como: (i) los grados de libertad disponibles para el control, (ii) el rango de la matriz de controlabilidad local, (iii) la invertibilidad del sistema, (iv) el rango de las acciones de control y (v) la existencia de trayectorias lineales hacia diferentes estados. Los mismos son utilizados para abordar problemas como pérdida de interacción entre entradas y estados, errores de selección de variables manipuladas o de los elementos de control final y restricciones físicas sobre los estados. En estos trabajos, también se determinan el rango de operación disponible para las variables de entrada y la selección de tolerancias sobre las perturbaciones para diferentes escenarios de operación. En este sentido, el método propuesto resuelve de forma simultánea la optimización de la planta en función de los costos de inversión y de operación, mientras aborda la evaluación de diferentes índices de controlabilidad y se consideran las restricciones que imponen los mismos.

Una descripción detallada de las metodologías para evaluar la controlabilidad de estado de sistemas no lineales en el marco de diseño integrado, se puede encontrar en [Álvarez \(2012\)](#). Este autor denomina esta serie de trabajos como *Diseño Simultáneo de Proceso y Control (DSPC)*.

Métodos Orientados a Procesos. Sistemas con Reciclo

En esta categoría se agrupan los trabajos que analizan la influencia de los ciclos de materia y energía sobre el rendimiento dinámico del proceso con el objetivo de obtener información que permita lograr un mejor diseño del mismo. Estos trabajos surgen por la característica actual de la mayoría de los procesos. En la actualidad la mayoría de los procesos industriales se encuentran fuertemente integrados e interconectados, generando un acoplamiento dinámico entre las diferentes unidades. Por lo general, los ciclos de materia y energía afectan el rendimiento global del proceso conduciendo al mismo a un comportamiento dinámico complejo, como ser la presencia de respuestas inversas, la inestabilidad del sistema a lazo abierto o la presencia de comportamientos caóticos. Una gran variedad de trabajos diferentes que tienen por objetivo cuantificar estos efectos son propuestos en la bibliografía ([Bildea y Dimian, 2003](#); [Bildea et al., 2004](#); [Denn y Lavie, 1982](#); [Dimian et al., 1997](#); [Jacobsen, 1997](#)).

Luyben y col. presentaron una serie de trabajos donde se realiza un estudio dinámico y de control para sistemas químicos con reciclo ([Luyben, 1993a,b,c,d, 1994, 1999](#); [Tyreus y Luyben, 1993](#)). El comportamiento dinámico que presentan los procesos con reciclo juega un papel importante en el momento de desarrollar metodologías para el diseño de los mismos. En este sentido, [Elliott y Luyben \(1995\)](#) presentan un enfoque económico basado en la controlabilidad y que permite comparar y seleccionar diferentes diseños posibles evaluando la economía de los procesos en estado estacionario y la controlabilidad dinámica de los mismos. Los diferentes diseños se evalúan considerando la controlabilidad y la maximización del beneficio anual en presencia de perturbaciones. [Zheng y Mahajanam \(1999\)](#) propusieron un índice para cuantificar el costo asociado con la controlabilidad dinámica de un proceso que presenta una estructura de control determinada. Los autores se centran en el volumen adicional (o sobrediseño) necesario para alcanzar los objetivos de control. Dicho índice de costo/control se usa para cuantificar el costo asociado con el control dinámico. Otras contribuciones en esta línea son los trabajos presentados por [Cheng y Yu \(2003\)](#). En este trabajo se analizan las dinámicas de plantas que presentan reciclo utilizando diferentes diseños y diferentes estructuras de control. La dinámica del reciclo se evalúa mediante un modelo aproximado lineal basado en funciones de transferencia y es validada utilizando una simulación rigurosa no lineal.

Métodos Basados en el Análisis de la Multiplicidad de Estados Estacionarios

Los principales trabajos dentro de esta línea se focalizaron en incorporar criterios de operabilidad en el diseño de reactores. Para ello se basaron en el análisis de la multiplicidad de estados estacionarios.

En Wang et al. (2011, 2013); Yuan et al. (2009, 2011) se estudia de manera simultánea la influencia de la multiplicidad de entrada/salida sobre la estabilidad y el comportamiento de fase no mínima de sistemas. Estos trabajos se centran en el diseño de sistemas de reacción más seguros y revelan como las propiedades esenciales de un proceso cambian con las variaciones en sus condiciones operativas. Yuan et al. (2012b) presentan un enfoque sistemático en el que se incluyen, junto al análisis de estabilidad de sistemas a lazo abierto, los comportamientos de multiplicidad y de fase. Para realizar el análisis de estabilidad consideran toda la región factible de operación de la planta. Por otro lado, Yuan et al. (2009) abordan una estrategia para clasificar las diferentes regiones operativas basada en la estabilidad/inestabilidad y el análisis de comportamiento de fase mínima/no-mínima. Wang et al. (2011) concluyen que la estabilidad y el comportamiento de las fases deben analizarse teniendo en cuenta el sistema global en lugar de las unidades individuales, ya que estas propiedades pueden diferir en cada uno de los casos.

Métodos Basado en la Fenomenología del Modelo

En esta sección se agrupan los métodos que utilizan los conocimientos fenomenológicos del proceso con el objetivo de determinar cual es el diseño que presenta el mejor rendimiento dinámico. Para ello utilizan un análisis de sensibilidad sobre las propiedades termodinámicas del proceso o la teoría de pasividad. En Gani et al. (1997) se generan diferentes diagramas de flujo de un proceso y diferentes diseños de los equipos a través de simulaciones utilizando modelos simples o rigurosos del mismo. En cada paso se analizan diferentes características del proceso incluyendo aspectos ambientales y de controlabilidad.

En Ramirez Jimenez y Gani (2007a,b), se presenta una metodología de análisis basada en modelos para realizar la integración entre el diseño y el control. Los modelos que utilizan están basados en primeros principios y presentan diferentes grados de complejidad. Los mismos permiten identificar las interacciones presentes entre las variables del proceso y el diseño. Además se incorpora un análisis de sensibilidad de los parámetros del proceso para determinar la estructura de control. En Hamid et al. (2010) el diseño simultáneo del proceso y el sistema de control se aborda mediante el enfoque de algoritmo de diseño inverso. El problema de diseño del proceso integrado con el diseño del control se descompone en cuatro subproblemas más fáciles de resolver.

Las posibilidades de incluir el análisis de la controlabilidad dentro de la síntesis del proceso, en términos de sensibilidad a las perturbaciones, ha sido estudiada por Meeuse (2002); Meeuse et al. (2001); Meeuse y Grievink (2000); Meeuse et al. (2000). Estos autores utilizan modelos termodinámicos y la teoría de pasividad para tal fin. Los sistemas de pasividad son una clase de procesos que disipan ciertos tipos de energía física o virtual, y son definidos por funciones similares a las de Lyapunov. Los autores utilizan la teoría de pasividad, vinculada a la termodinámica del proceso, para obtener un análisis de la controlabilidad de entrada-salida de los mismos. Este enfoque permite estudiar la estabilidad de los sistemas distribuidos y realizar la selección del apareamiento de entradas y salidas garantizando la operación eficiente del sistema.

2.1.2. Métodos de Optimización Integrada

En los métodos basados en una optimización integrada, las medidas de rendimiento dinámico son introducidas dentro de la formulación del problema de diseño de procesos. De esta manera, se obtiene un único problema de optimización cuyo objetivo no sólo es diseñar el proceso sino también ajustar los controladores e incluso seleccionar la estructura de control. Dentro de la formulación del problema de optimización existen variables de decisión, funciones objetivo y restricciones relacionadas, por un lado, con la economía del proceso y, por el otro, relacionadas con el desempeño operativo y de control. De este modo, este enfoque brinda la posibilidad de obtener el diseño del proceso y del sistema de control resolviendo un único problema de optimización cuyo resultado es un compromiso entre los aspectos

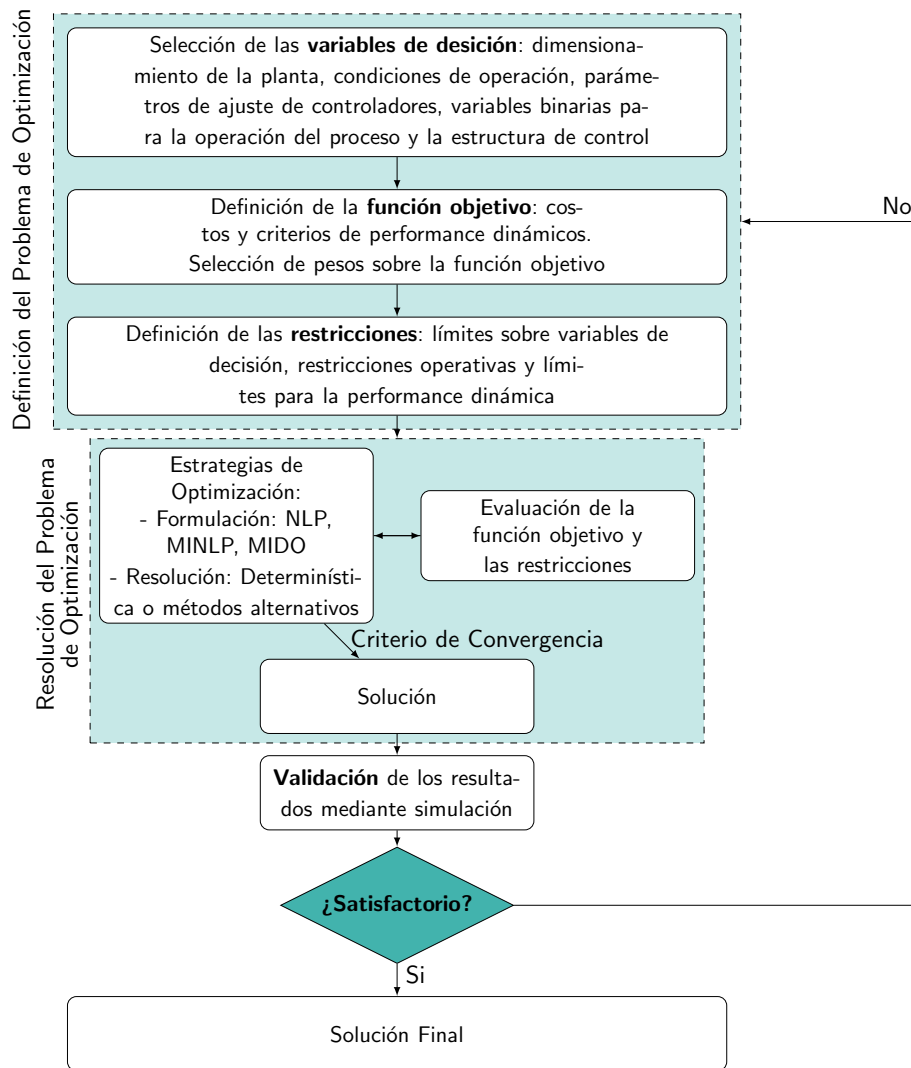


Figura 2.3: Métodos de Optimización Integrada para el Diseño Integrado de Procesos

económicos y de control. Una representación del diagrama de flujo general de este tipo de métodos se presenta en la Fig. 2.3.

Los primeros trabajos en integrar el diseño de proceso y los criterios de controlabilidad en un único problema de optimización fueron los presentados por [Lenhoff y Morari \(1982\)](#) y [Palazoglu y Arkun \(1986\)](#). En el primero de estos dos trabajos, los autores proponen un enfoque de diseño basado en optimización y en el que se considera de manera simultáneamente los aspectos económicos y dinámicos del proceso. Tienen en cuenta dentro del problema aspectos relacionados con decisiones y cambios en los parámetros del proceso y la selección de la estructura de control. De esta manera, los autores formulan un único problema de optimización multiobjetivo. Siguiendo este enfoque, [Palazoglu y Arkun \(1986\)](#) proponen una optimización multiobjetivo utilizando índices de robustez como restricciones del problema con el objetivo de cuantificar la operabilidad dinámica del sistema.

[Perkins y Walsh \(1996\)](#) señalaron la tendencia hacia el uso de la optimización como herramienta fundamental para la integración entre el diseño de procesos y el diseño del control. Los mismos autores establecen que los avances en el hardware y en los métodos de optimización, favorecen esta integración. Al igual que ocurría con los métodos de proyección, los métodos basados en un problema de optimización integrado se clasifican en términos de los índices utilizados para evaluar la controlabilidad u otras propiedades relacionadas con el rendimiento dinámico de los procesos. Debido al gran número de metodologías existente en la bibliografía, es necesario incluir otros criterios de clasificación. Los nuevos criterios permiten separar las diferentes metodologías según: (i) el alcance del problema de diseño, (ii)

las estrategias de control utilizadas, (iii) el tratamiento de las perturbaciones y las incertidumbres, y (iv) la formulación del problema de optimización. Teniendo en cuenta estos criterios, los diferentes métodos basados en optimización integrada pueden clasificarse según:

1. El alcance del problema de diseño:
 - a) Síntesis y diseño de procesos
 - b) Solamente diseño de procesos
2. Los métodos usados para evaluar la controlabilidad u otras propiedades relacionadas con el desempeño dinámico del proceso.
 - a) Métodos basados en índices de controlabilidad
 - b) Métodos basados en índices numéricos y el modelo dinámico no lineal
 - c) Métodos de robustez
 - d) Métodos basados en probabilidad
3. Las estrategias de control utilizadas:
 - a) Retroalimentación básica tipo PID
 - b) Control predictivo basado en modelos
 - c) Otras estrategias
4. El tratamiento de las incertidumbres y perturbaciones :
 - a) Sin tratamiento
 - b) Considerando el peor caso
 - c) Métodos basados en enfoques robustos
5. La formulación del problema de optimización:
 - a) Optimización multiobjetivo
 - b) Formulación con un funcional objetivo económico y restricciones relacionadas con la controlabilidad del proceso.
6. Los métodos de resolución para la optimización:
 - a) Métodos Clásicos
 - b) Métodos de optimización alternativos o estocásticos

A continuación presentaremos una breve descripción de los principales trabajos dentro de cada categoría. Sin embargo, una buena revisión de cada criterio de clasificación y principales trabajos puede encontrarse en [Vega et al. \(2014\)](#).

Alcance del Problema de Diseño

La formulación más completa del enfoque integrado de procesos incluye no solo el dimensionamiento de la planta y la determinación de su punto operativo, sino también la selección de la topología del proceso (problema de síntesis) y la selección de la estructura de control (apareamiento entrada-salida y controlador). Cuando se considera la síntesis, el problema de optimización se plantea formulando una superestructura que contiene todas las alternativas posibles del proceso y cuyo objetivo es encontrar el diagrama de flujo óptimo desde el punto de vista económico y de control. La selección de la estructura de control también puede integrarse en la superestructura. De esta forma, la formulación involucra variables continuas, que representan las dimensiones y las condiciones de operación, y las variables discretas, relacionadas con la estructura del proceso/controlador.

En la literatura existen un gran número de formulaciones de diseño integrado en las que se incluyen la síntesis del proceso y la selección de la estructura de control. En este sentido, por ejemplo, [Luyben \(1994\)](#) presenta una formulación completa del problema considerando dentro de una superestructura la síntesis de procesos y diferentes medidas de controlabilidad de estado estacionario y a lazo abierto. [Mohideen et al. \(1996b\)](#) proponen un entorno de optimización en el que la síntesis de procesos es unificada con el diseño de la estructura de control y el diseño del controlador. El objetivo es diseñar el proceso y la estructura de control de manera de obtener el menor costo total anual, es decir, obtener el menor costo de inversión y operación, incluyendo los costos asociados con el controlador. Otros trabajos abordan el problema de diseño integrado considerando un análisis del comportamiento a lazo cerrado de la planta dentro de la optimización ([Ekawati y Bahri, 2003](#); [Flores-Tlacuahuac y Biegler, 2007](#); [Mohideen et al., 1996a](#); [Sharifzadeh, 2013](#); [Sánchez-Sánchez y Ricardez-Sandoval, 2013b](#)). Debido a la gran dificultad que representa el problema completo de diseño integrado, algunos trabajos no consideran la selección de la estructura de control y sólo abordan el diseño integrado considerando únicamente la síntesis del proceso, el dimensionamiento óptimo de la planta, la determinación de las condiciones óptimas de operación y de los parámetros del controlador. Los trabajos más importantes en estas áreas son los presentados por [Bahri et al. \(1997\)](#); [Gutierrez \(2000\)](#); [Revollar et al. \(2010b\)](#); [Sánchez-Sánchez y Ricardez-Sandoval \(2013a\)](#). Siguiendo esta línea, los trabajos presentados por [Asteasuain et al. \(2006, 2005, 2007\)](#); [Flores-Tlacuahuac y Biegler \(2008\)](#) acotan aún más el problema centrándose únicamente en el dimensionamiento de los equipos, la determinación del punto operativo, la selección de la estructura de control y el ajuste de los controladores.

Finalmente, existe una gran variedad de trabajos que se limitan a determinar el diseño óptimo para una estructura de proceso fija y una estructura de control estipulada ad-hoc. La mayoría de estos trabajos tratan de desarrollar procedimientos alternativos para evaluar la controlabilidad, manejar las incertidumbres del proceso, incluir estrategias de control avanzado y utilizar aplicaciones más complejas. Alguno de los trabajos más recientes dentro de este enfoque son los presentados por: [Exler et al. \(2008\)](#); [Muñoz et al. \(2012\)](#); [Ricardez-Sandoval et al. \(2009c\)](#); [Ricardez-Sandoval et al. \(2010\)](#); [Ricardez-Sandoval et al. \(2011\)](#).

Métodos Usados para Evaluar la Controlabilidad u otras Propiedades Relacionadas con el Desempeño Dinámico del Proceso.

Una clasificación importante, para los métodos basados en una optimización integrada, es la adoptada por [Ricardez-Sandoval et al. \(2009a,b,c\)](#). En estos trabajos el autor separa las diferentes metodologías en cuatro grupos de acuerdo a la forma en que se cuantifican la controlabilidad o, en el caso más general, la forma en que se cuantifica el rendimiento dinámico del proceso. Estas cuatro categorías pueden ser resumidas en:

- Métodos basados en índices de controlabilidad. En estos trabajos, los índices clásicos de controlabilidad entrada-salida son incluidos dentro del funcional objetivo o como restricción dentro del problema de optimización. Estos índices por lo general están basados en modelos de estado estacionario o modelos lineales, permitiendo cuantificar el rendimiento dinámico con el menor esfuerzo computacional. Si bien esta característica es la principal ventaja de estos métodos, los mismos presentan una gran limitación ya que los índices basados en modelos aproximados permiten representar el comportamiento dinámico del proceso dentro de un entorno acotado al punto operativo. Algunos trabajos presentes en esta línea son los presentados por [Luyben \(1994\)](#); [Revollar et al. \(2010a\)](#). En el primer trabajo se utiliza la Matriz de Ganancia Relativa (RGA), el mínimo valor singular y el número de condición en función de los parámetros del proceso para determinar el rendimiento dinámico del mismo. Finalmente, en el segundo trabajo, se incorpora dentro de un enfoque de diseño integrado un análisis de controlabilidad práctico basado en índices de estado estacionario.
- Métodos basados en índices numéricos y el modelo dinámico no lineal. Otras técnicas se basan en la simulación dinámica del modelo no lineal del proceso para evaluar el rendimiento del mismo.

Estos enfoques permiten una correcta representación de las no linealidades del proceso y hacen posible llevar a cabo una evaluación directa del efecto que tienen los parámetros de diseño de la planta y el controlador sobre el rendimiento de la misma. Por otro lado, el efecto dinámico de perturbaciones dependientes del tiempo puede ser tenido en cuenta de forma rigurosa dentro de la formulación del problema.

El análisis de controlabilidad basado en el modelo dinámico puede ser llevado a cabo calculando algún indicador de la evolución de la/s salida/s del modelo en un horizonte de tiempo predeterminado. Una técnica típica es obtener la integral del error cuadrático del control (IEC) utilizando el modelo dinámico no lineal. Algunos trabajos que utilizan este enfoque son los presentados por: [Asteasuain et al. \(2006, 2007\)](#); [Bansal et al. \(1998\)](#).

Otros enfoques utilizan el análisis de la flexibilidad u operabilidad de la planta para evaluar el rendimiento dinámico. El análisis de la flexibilidad involucra dos problemas importantes: la prueba de factibilidad y la cuantificación de la flexibilidad inherente del proceso ([Grossmann y Morari, 1984](#)). El problema de factibilidad determina la existencia de al menos un conjunto de variables manipuladas susceptibles a ser seleccionadas durante la operación de la planta, de manera tal que para cada posible combinación de los parámetros inciertos del proceso se cumplan todas las restricciones ([Halemane y Grossmann, 1983a](#)). [Bansal et al. \(2002a\)](#) propone un enfoque para el análisis de la flexibilidad y el diseño de un sistema lineal, basado en la programación paramétrica la cual proporciona información explícita sobre la dependencia de la flexibilidad del sistema respecto de los valores de las variables de diseño. [Bansal et al. \(2002b\)](#) generalizan y unifican este enfoque para el análisis de flexibilidad y el diseño de sistemas no lineales. Trabajos más recientes, relacionados con la evaluación de la flexibilidad son los presentados por [Adi y Chang \(2011\)](#); [Chang et al. \(2009\)](#).

[Mohideen et al. \(1996b\)](#) incluyen un análisis de factibilidad dinámica dentro del problema de diseño integrado, verificando las restricciones de operación y control en todo el rango de incertidumbre de los parámetros en un horizonte de tiempo establecido. [Bahri et al. \(1996b, 1997\)](#) proponen un análisis de operabilidad dinámica dentro del problema de selección de la estructura de control y síntesis del proceso. Este análisis incluye los aspectos de estabilidad, controlabilidad y flexibilidad.

Finalmente, [Novak Pintaric y Kravanja \(2004\)](#) introducen dentro de la formulación del problema el análisis de la flexibilidad y operabilidad estática con el objetivo de determinar, en una primera etapa, la estructura óptima flexible y el sobredimensionamiento óptimo de las unidades. De esta manera, el autor garantiza la factibilidad del diseño dentro de un rango de flexibilidad determinado. Finalmente, en una segunda etapa, se introducen en el modelo matemático diferentes alternativas estructurales y variables manipuladas con el fin de adicionar grados de libertad y de esta forma obtener un control eficiente.

- Métodos basados en un análisis de robustez. En los últimos años se ha introducido enfoques robustos dentro de las metodologías de optimización integrada. Estos enfoques toman en cuenta las incertidumbres presentes en los procesos reales con el fin de proporcionar robustez a los diseños obtenidos. En estas estrategias, el modelo dinámico no lineal del proceso se presenta como un modelo con incertidumbres, el cual es utilizado para calcular límites sobre las variables involucradas en la función objetivo y en las restricciones del problema ([Ricardez-Sandoval et al., 2010](#)). Algunos de los trabajos más recientes dentro de esta línea son los presentados por: [Francisco \(2011\)](#); [Francisco et al. \(2011\)](#); [Ricardez-Sandoval et al. \(2011\)](#); [Sánchez-Sánchez y Ricardez-Sandoval \(2013a,b\)](#). Una buena revisión de las metodologías presentadas en cada uno de estos trabajos se puede encontrar en [Vega et al. \(2014\)](#).
- Métodos basado en probabilidad. Algunos de los trabajos más recientes presentados en la bibliografía proponen un enfoque estocástico o probabilístico para realizar el diseño óptimo de procesos. La mayoría de los procedimientos de diseño aseguran el correcto desempeño del proceso en presencia de incertidumbres y perturbaciones enfocándose en el peor escenario. Es decir, obtienen un

diseño de planta capaz de soportar las condiciones críticas en las perturbaciones y los parámetros inciertos del sistema, siendo estas condiciones las que producen las mayores desviaciones en las variables controladas. Estos procedimientos suelen ser llamados: *enfoques basados en el peor escenario* Bahakim y Ricardez-Sandoval (2014). Estas metodologías suelen producir diseños sobredimensionados y de mayor costo económico. Es por ello, que la programación estocástica se presenta como una alternativa que intenta resolver el problema de diseño bajo incertidumbres (Li et al., 1991). Estos enfoques permiten tener en cuenta la probabilidad de ocurrencia del peor caso de variabilidad del proceso. Es importante destacar, que son pocos los trabajos que introducen el análisis probabilístico dentro de la formulación del problema. En este sentido, por ejemplo, en Ricardez-Sandoval (2012) se introduce dentro de un entorno de diseño integrado un análisis de distribución de la variabilidad para el peor escenario. La variabilidad es aproximada mediante una función de distribución normal de manera de estimar la mayor desviación esperada por el proceso. Finalmente, en Bahakim y Ricardez-Sandoval (2014) se presenta un entorno de optimización en el que se utilizan técnicas de control avanzado y que tiene por objetivo obtener el diseño óptimo, factible y estable en presencia de perturbaciones estocásticas.

Estrategias de Control utilizadas

El diseño integrado de procesos y del sistema de control usualmente introduce el ajuste de los controladores y la evaluación del rendimiento dinámico dentro de un entorno de optimización. En la mayoría de los trabajos presentes en la literatura se utiliza el clásico control de retroalimentación de salida para tal fin. Sin embargo, en algunas aplicaciones se observan técnicas de control avanzadas, como por ejemplo control predictivo basado en modelos (MPC). Ejemplos de este último caso puede encontrarse en los trabajos presentados por Brengel y Seider (1992); Chawankul et al. (2007); Francisco et al. (2011); Sakizlis et al. (2004).

Otros enfoques dentro de esta área incorporan los parámetros de ajuste del controlador como variables de decisión dentro del problema de optimización. Algunas formulaciones se centran en obtener un diseño óptimo y controlable para cualquier control posible a partir de un análisis a lazo abierto (Grosch et al., 2008; Guerra et al., 2012). En otros trabajos el concepto de control perfecto es considerado dentro de la formulación de optimización de manera de evitar la complejidad asociada a la evaluación de los controladores (Blanco y Bandoni, 2003; Sharifzadeh, 2013).

Cabe destacar que en la mayoría de las metodologías presentes en la literatura se utilizan estructuras de control descentralizadas y controladores de tipo PI o PID (Bahri et al., 1996a; Bansal et al., 2002a; Exler et al., 2008; Ricardez-Sandoval, 2012; Ricardez-Sandoval et al., 2011; Sánchez-Sánchez y Ricardez-Sandoval, 2013a,b).

Brengel y Seider (1992) son los primeros en proponer una estrategia de control avanzado, introduciendo un control predictivo no lineal en el problema de diseño integrado. Otros trabajos que introducen el control predictivo dentro del problema de diseño son los presentados por: Bahakim y Ricardez-Sandoval (2014); Baker y Swartz (2006); Francisco y Vega (2006); Francisco et al. (2011); Sakizlis et al. (2004). En la bibliografía, se puede observar que la mayoría de los enfoques basados en MPC están limitados a una estructura de proceso y de control fijas. Son pocos los trabajos que intentan abordar el problema completo en donde al diseño integrado con MPC se le incluye selección de la estructura de control (VCs y VMs), la selección de la estructura del proceso y el ajuste de los controladores.

Finalmente, otros trabajos incluyen dentro del problema de diseño integrado otras estrategias de control avanzado diferentes al control MPC. Ejemplo de ello son los trabajos presentados por Chawankul et al. (2005) y Malcom et al. (2007); Moon et al. (2001). Mientras que Chawankul et al. (2005) usa un control basado en modelo interno para el diseño del controlador, Malcom et al. (2007) y Moon et al. (2001) utilizan reguladores lineales cuadráticos (*LQR* de su siglas en inglés: Linear Quadratic Regulators).

Tratamiento de las Incertidumbres y Perturbaciones

Otra clasificación de los métodos de diseño integrado mediante optimización es la forma en que se consideran las perturbaciones e incertidumbres del proceso. Muchos trabajos no consideran este tipo

de efectos o sólo consideran perfiles simples de las mismas (Bahri et al., 1996a; Kookos y Perkins, 2001). Otros enfoques se basan en el peor escenario para las perturbaciones e incertidumbres. En este sentido, Bandoni et al. (1994) presentan un primer algoritmo basado en el peor escenario, que tiene por objetivo computar la máxima desviación posible de los parámetros inciertos del proceso. El autor define la máxima desviación posible como aquella desviación que no afecte la factibilidad del proceso. Dentro de esta línea, podemos encontrar un conjunto de trabajos que estudian el impacto de las perturbaciones e incertidumbres sobre la economía del proceso y el rendimiento dinámico (Asteasuain et al., 2007; Bahri et al., 1996a,b; Bansal et al., 2000; Mohideen et al., 1996b,b).

Finalmente, existen trabajos que presentan un tratamiento robusto de las incertidumbres del proceso dentro de la formulación del problema. Estas incertidumbres suelen ser usadas para integrar la estrategia de control robusto con las estrategias de diseño de proceso (Chawankul et al., 2007; Francisco et al., 2011). Si bien los trabajos en esta línea representan un avance en la forma de tratar las incertidumbres, la mayoría de los métodos consideran sólo incertidumbres paramétricas (Moon et al., 2001; Ricardez-Sandoval et al., 2009a,b,c; Sánchez-Sánchez y Ricardez-Sandoval, 2013a,b). Es importante resaltar, que debido a la dificultad que representa la evaluación de las diferentes perturbaciones e incertidumbres presentes en un proceso, se suele realizar simplificaciones para poder tratarlas.

La Formulación del Problema de Optimización

La formulación matemática del problema de optimización depende de: (i) el alcance del problema de diseño, (ii) las técnicas usadas para cuantificar la controlabilidad o el rendimiento dinámico de la planta, (iii) la estructura de control utilizado y (iv) el tratamiento de las perturbaciones e incertidumbres.

El problema integrado de diseño de proceso y diseño de control es por naturaleza un problema multiobjetivo. Existen diferentes formas de abordar este tipo de problemas. Una posibilidad es considerar diferentes funciones objetivos relacionadas con cada uno de los subproblemas involucrados y tratar de optimizarlos todos de forma conjunta. Una alternativa a esta estrategia, que busca disminuir la dificultad del problema, es considerar un único funcional objetivo basado sólo en consideraciones económicas e incorporar los índices relacionadas con la dinámica como restricciones del problema general (Bahri et al., 1996b, 1997; Flores-Tlacuahuac y Biegler, 2007; Kookos y Perkins, 2001; Sakizlis et al., 2004). Utilizando el primer enfoque podemos encontrar metodologías que tratan ambos funcionales dentro de una formulación de un único nivel Blanco y Bandoni (2003); Luyben y A. (1994) o en dos niveles Baker y Swartz (2006); Brengel y Seider (1992); Matallana et al. (2011). También podemos encontrar metodologías que tratan de disminuir el grado de complejidad combinatoria usando conocimientos heurísticos (Malcom et al., 2007; Moon et al., 2001) o que utilizan diferentes estrategia de descomposición (Sánchez-Sánchez y Ricardez-Sandoval, 2013b)

Métodos de Resolución para la Optimización

Es importante tener en cuenta que debido al grado de dificultad que presenta el problema de optimización de diseño integrado es bastante difícil desconectar la formulación de los problemas de las técnicas de resolución aplicadas. Muchas veces, la formulación del problema y la técnica de resolución empleada se modifican con el objetivo de lograr disminuir el grado de dificultad. En este sentido, podemos encontrar trabajos que buscan alcanzar este objetivo modificando: (i) la formulación y el alcance del problema, (ii) la estrategia de control utilizada y (iii) el tratamiento de las perturbaciones e incertidumbres. Por lo general las diferentes estrategias suelen basarse en formulaciones de problemas de optimización no lineal (NLP), programaciones mixta entera no lineal (MINLP) y optimización dinámica (MIDO). Para el caso de los problemas MIDO, se han propuesto diferentes estrategias de resolución. Estas estrategias pueden clasificarse según el tipo reformulación realizada sobre el problema MIDO original, es decir, si el problema original es transformado en un problema MINLP o en una formulación de dos niveles (Hamid, 2011; Sakizlis et al., 2004).

Por otro lado, podemos realizar una segunda clasificación teniendo en cuenta el método de optimización aplicado para resolver el problema de diseño integrado. Las estrategias de optimización pueden ser básicamente métodos deterministas o métodos alternativos tales como algoritmos estocásticos e híbridos

(Egea et al., 2007; Exler et al., 2008; Lamanna et al., 2009; Revollar et al., 2010a). Finalmente, en el último tiempo ha crecido el interés de obtener métodos de optimización global para resolver estos tipos de problemas. En general estos métodos se basan en producir sucesivas envolturas convexas al problema no lineal original de manera de aproximarse a la solución óptima del mismo. Una buena revisión de los métodos de resolución para la optimización de los problemas de diseño integrado de procesos puede encontrarse en Sharifzadeh (2013).

2.2. Diseño Integrado entre Síntesis y Control en Redes de Intercambio Calórico

2.2.1. Incentivos para el Diseño Integrado de RICs

Los procesos industriales demandan grandes cantidades de energía para su funcionamiento y para mantener las condiciones de operación definidas por la etapa de diseño. Desde el punto de vista energético, un proceso industrial puede ser visto como la integración de tres componentes: (i) el proceso industrial propiamente dicho, constituido principalmente de unidades de reacción, separación y reciclo; (ii) el sistema de utilidades que proporciona al proceso los recursos externos, tales como, aire, combustibles fósiles, vapor de agua; (iii) sistemas de recuperación de calor, donde las corrientes del proceso son integradas a través de redes de intercambio calórico. Es a partir de este tercer componente que se logra mejorar el aprovechamiento energético global del proceso reduciendo el consumo de utilidades y los impactos ambientales inherentes a la utilización y/o generación de recursos (Aaltola, 2002).

El correcto diseño de las RICs y de su control puede producir grandes mejoras económicas y de eficiencia del proceso desde el punto de vista global. El diseño de las RIC y su control utilizando el enfoque clásico, es decir considerando sólo aspectos económicos y supuestos de estado estacionario, puede conducir a procesos que sean incapaces de controlar y operar exhibiendo un pobre rendimiento dinámico y un comportamiento inesperado ante perturbaciones e incertidumbres. Esto se debe, principalmente, a que las RICs incorporan al proceso interacciones entre diferentes etapas del mismo, tiempos muertos y fuertes limitaciones al control (Malcom et al., 2007). En caso contrario, si dicha red es rediseñada considerando sólo criterios de controlabilidad, la RIC final puede resultar sobredimensionada. Es por esta razón que es importante avanzar en el desarrollo de metodologías integradas de diseño y control. Es decir, el desarrollo de metodologías que incorporen los aspectos de controlabilidad en la etapa inicial de diseño y que logren integraciones energéticas con mayor eficiencia operacional evitando el sobredimensionamiento de los intercambiadores. A continuación analizaremos el estado actual de los diferentes abordajes para la síntesis y control de RICs de forma individual y las metodologías existentes para el diseño integrado.

2.2.2. Principales Abordajes para la Síntesis de RICs

Por lo general, en todo proceso industrial, es necesario enfriar un conjunto de corrientes (denominadas corrientes calientes) y calentar otras (denominadas corrientes frías) con el objetivo de alcanzar las condiciones operativas definidas por el diseño. Una forma simple de lograr este objetivo es modificar las temperaturas de las corrientes frías y calientes llevándolas hasta su valor deseado utilizando recursos externos generados en utilidades de calentamiento y enfriamiento. Sin embargo, esta no es una solución atractiva desde el punto de vista económico o ambiental ya que insume una gran cantidad de energía. Es por esta razón que a partir de 1960 el estudio de las RIC se convirtió en un problema de gran interés, tanto para el sector industrial como para el académico. Es a partir de entonces que ha surgido un amplio espectro de metodologías que buscan integrar energéticamente los procesos con el objetivo de utilizar la menor generación de energía externa posible. Es importante destacar, que esta área se ha transformado en una de las ramas más estudiadas dentro de la ingeniería de procesos, y como consecuencia la que presenta un mayor grado de desarrollo. El problema de síntesis de RICs puede definirse de la siguiente manera (Furman y Sahinidis, 2002) :

“ Dado un conjunto de corrientes frías que son necesario calentar, un conjunto de corrientes calientes que son necesarias enfriar, uno o más servicios externos (ajenos al proceso) destinado a calentamiento

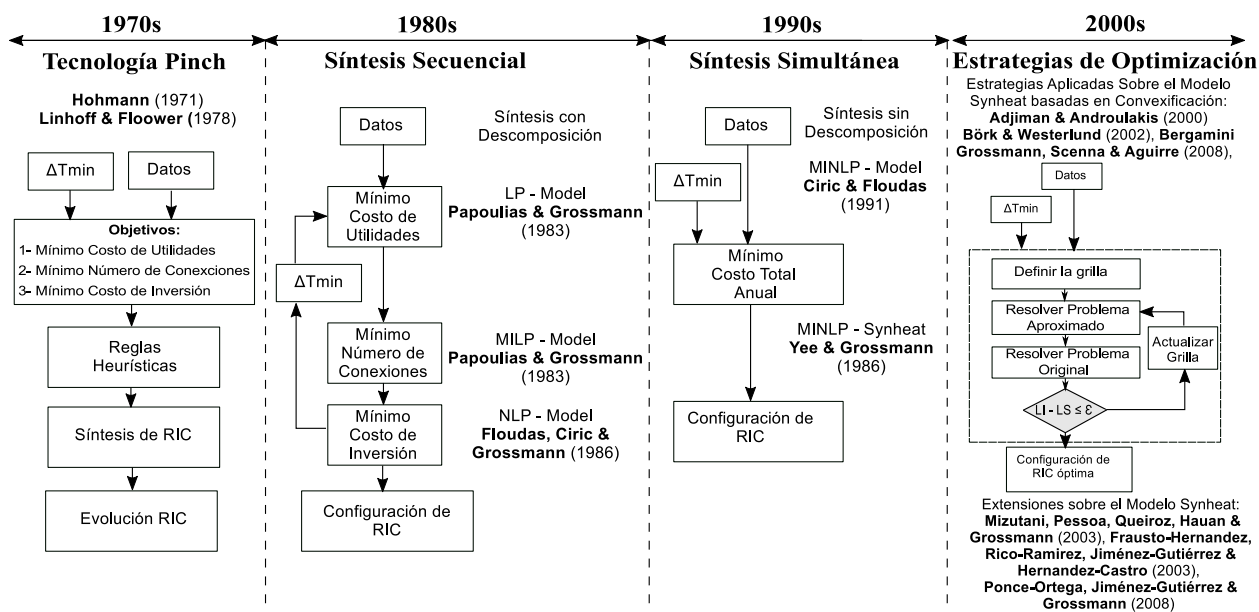


Figura 2.4: Principales Abordajes para la Síntesis de RIC

(i.e. vapor de calefacción a diferentes presiones, aceites térmicos, etc.) y enfriamiento (i.e. agua, aire, ciclos de refrigeración, etc.) determinar cuál es la mejor combinación de intercambio de calor entre las corrientes del proceso y los servicios de manera que la red obtenida presente el menor costo total anualizado. Considerando el costo total como la suma del costo de inversión, asociado a los equipos, y el costo de operación asociado al consumo de utilidades”.

Desde el punto de vista de ingeniería el problema de síntesis de RIC puede ser tratado como un problema de minimización con una función objetivo que involucra costos. En la Fig. 2.4 se presenta un resumen histórico de los principales abordajes para realizar la síntesis de RIC.

Los primeros trabajos que hacen referencia a la síntesis de RIC como un problema de diseño fueron presentados a fines de la década de los 1960 e inicio de los años 1970. Hohmann (1971) y Linnhoff y Flower (1978a,b) fueron los primeros autores en introducir el concepto de temperatura “pinch”. Y fue este concepto el que dio origen a los métodos secuenciales, que descomponen el problema original en tres subproblemas: (i) mínimo costo de utilidades, (ii) mínimo número de intercambiadores de calor, y (iii) mínimo costo de inversión. La principal ventaja de la descomposición es que permite disminuir la dificultad del problema original trabajando con subproblemas más simples.

Hasta esta época, se puede observar la existencia de tres tipos de abordajes para la síntesis de RIC. El primero de ellos se enfocaba en la utilización de conceptos termodinámicos para realizar el diseño. El segundo utilizaba programación matemática y, finalmente, abordajes basados en reglas heurísticas.

La tecnología y el concepto Pinch (Linnhoff y Hindmarsh, 1983) se consolidan en la década de los 1980, debido a su facilidad para ser aplicada a nivel industrial. Es en esta época donde comienzan a aparecer trabajos que combinan los métodos termodinámicos con las técnicas de optimización. La síntesis secuencial vía programación matemática también resuelve el problema de síntesis dividiéndolo en subproblemas más sencillos pero incorporan técnicas de optimización rigurosas. El primero de los problemas es el de mínimo consumo de utilidades (o mínimo costo de servicios) presentado por Horst y Tuy (2013); Linnhoff y Flower (1978a). Corresponde a la máxima recuperación de energía a través de una red termodinámicamente viable para un ΔT_{min} dado. Este último parámetro es un compromiso entre el costo de inversión y el de consumo. Posteriormente, es formulado como un problema lineal (LP de su sigla en inglés *Linear Programming*) por Cerda et al. (1983); Papoulias y Grossmann (1983). Una vez definido el número mínimo de servicios se divide el problema en subredes separadas por el punto Pinch. Surge de esta manera el problema de mínimo número de unidades, que busca obtener el mínimo número de intercambiadores de calor necesario para el consumo de servicios auxiliares definido en la etapa anterior. Este problema fue resuelto como un problema mixto entero lineal (MILP de su siglas

en inglés *Mixed Integer Linear Programming*), [Cerde et al. \(1983\)](#); [Papoulias y Grossmann \(1983\)](#). Finalmente, el diseño final de la red se realiza resolviendo un problema no lineal (NLP de su siglas en inglés *Non Linear Programming*) usando una superestructura ([Grossmann y Floudas, 1987b](#)).

Debido a las limitaciones que presentan los métodos secuenciales, a finales de los años 80 e inicios de los años 90, los trabajos se focalizaron en tratar de resolver el problema de síntesis como un único problema, considerando la minimización de todos los costos (de inversión y de operación) de manera simultánea. El objetivo de los métodos de síntesis de RIC utilizando métodos simultáneos es evitar la descomposición en subproblemas y diseñar la red teniendo en cuenta directamente los costos de inversión y operación. Este abordaje por lo general resulta en formulaciones mixta entera no lineal (MINLP de su sigla en inglés *Mixed Integer Non Linear Programming*). En este sentido, [Floudas y Ciric \(1989\)](#) propusieron una superestructura que permitía determinar de forma simultánea la configuración de la red de mínimo costo y el mínimo número de intercambios entre las corrientes del proceso. Posteriormente, [Ciric y Floudas \(1991\)](#) extendió este trabajo incluyendo, también de forma simultánea, los costos debido a los servicios sin tener que utilizar el concepto de intervalo de temperatura. Este fue el primer modelo que permitió realizar un diseño de RIC sin utilizar una descomposición y sin incluir simplificaciones.

[Yee y Grossmann \(1990\)](#) propusieron una superestructura basada en etapas de intercambio de calor y considerando mezcla isotérmica en cada una de estas etapas. La superestructura conocida como Synheat presenta un funcional objetivo no lineal y restricciones lineales. Esta formulación se logra aplicando algunas simplificaciones al problema general. Cabe destacar, que esta formulación es la más reconocida y aceptada dentro del área de síntesis de RICs.

Desde finales de la década de 1990 hasta la actualidad, no han aparecido mejoras conceptuales importantes, pero si se han propuesto un gran número de trabajos que intenta: aumentar el grado de detalles de los principales modelos existentes o aplicar técnicas de optimización para garantizar la calidad de la solución obtenida. [Mizutani et al. \(2003\)](#) y [Frausto-Hernandez et al. \(2003\)](#) extienden el modelo Synheat incorporando el diseño detallado de los equipos y consideraciones dinámicas de los fluidos como ser caídas de presiones. [Björk y Westerlund \(2002\)](#) propone un enfoque de optimización basado en la convexificación de los términos signomiales para garantizar la convergencia y la optimalidad de la solución obtenida. Un algoritmo de optimización externo a un modelo MINLP que presenta términos cóncavos y bilineales ha sido desarrollado por [Bergamini et al. \(2008\)](#). [Adjiman et al. \(2000\)](#) resuelve el problema usando el algoritmo α BB asumiendo un costo objetivo lineal para las áreas. Todos estos trabajos usan el modelo Synheat como base para aplicar sus algoritmos. Una buena revisión acerca de las metodologías propuestas de síntesis de RICs puede ser encontrada en el trabajo presentado por [Furman y Sahinidis \(2002\)](#). La mayoría de los abordajes convencionales consideran las condiciones nominales como parámetros fijos de operación y realizan en base a esta consideración la síntesis de la RICs. Estos métodos no son los más adecuados para ser integrados con el diseño del control. Es por este motivo que a continuación realizaremos un breve resumen de los principales trabajos relacionado con los métodos de diseño de RIC flexibles y formulaciones multiperíodos.

Abordajes Multiperíodos y Síntesis de RIC flexibles

A partir de la década de 1980 aparecen metodologías destinadas a realizar la síntesis de RIC sujeto a variaciones en las condiciones de entrada a la misma. Surgen de esta manera metodologías destinadas a realizar la síntesis de redes flexibles. La obtención de estas metodologías se llevó a cabo conjuntamente con el desarrollo de índices para cuantificar la región de operación factible de las RIC y modificaciones a los modelos de síntesis para incorporar de forma simultánea múltiples condiciones/escenarios de operación. Las metodologías para la síntesis de RIC flexibles tienen por objetivo, obtener diseño sujetos a incertidumbres en las corrientes de entrada a la red. Por lo general, las incertidumbres se describen a partir de límites sobre los parámetros de diseño. De esta manera, se obtiene una región de variación esperada descrita por un hiperretángulo en el espacio de los parámetros inciertos. En la Fig. 2.5 se presentan Los principales abordajes para el diseño flexible.

El trabajo pionero en esta línea fue el presentado por [Marselle et al. \(1982\)](#). En este trabajo se desarrolla el concepto de RIC resilientes, es decir, redes capaces de soportar variaciones en las temperaturas y flujo

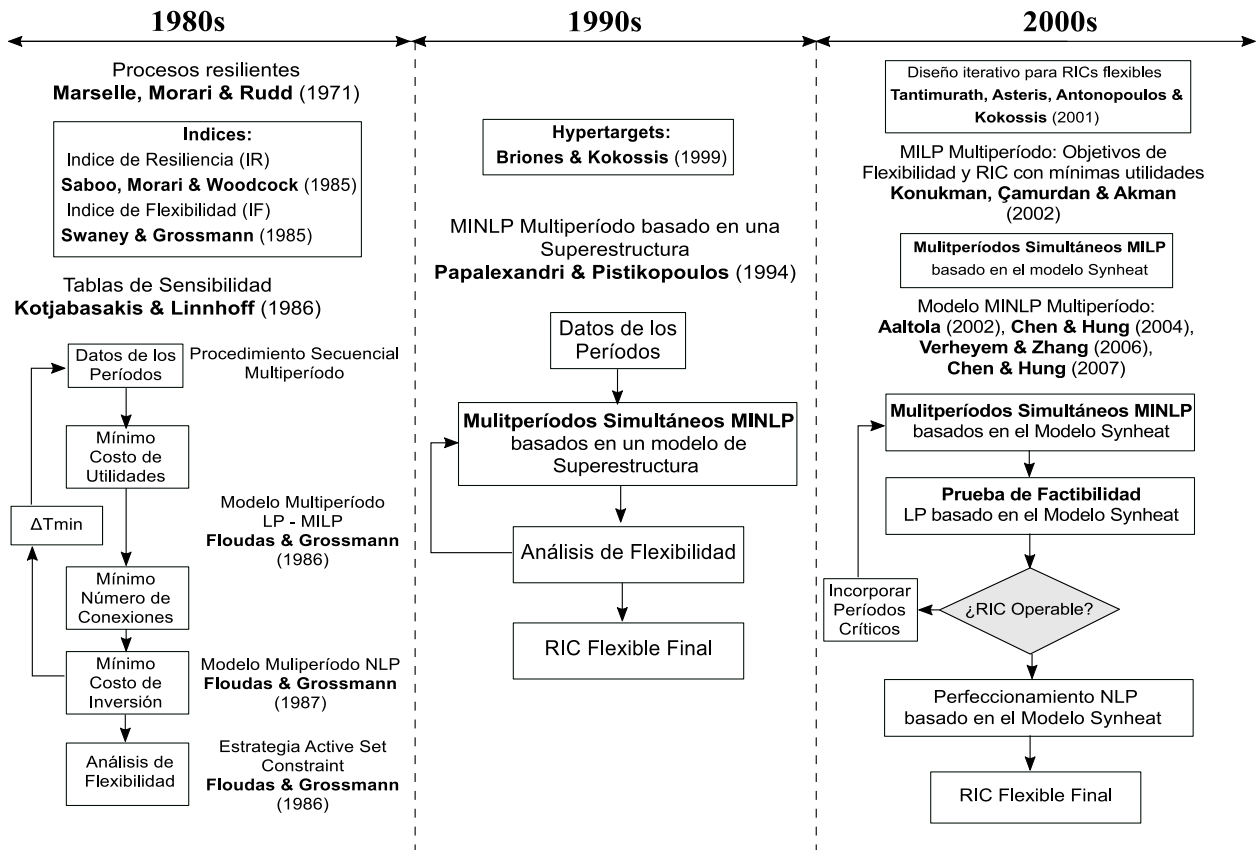


Figura 2.5: Principales Abordajes para la Síntesis de RIC Flexibles

de entrada. Posteriormente [Saboo et al. \(1982\)](#) propone un índice llamado Índice de Resiliencia (RI) con el fin de medir el grado de flexibilidad de la RIC. Este índice representa la máxima incertidumbre total soportada por un diseño. [Swaney y Grossmann \(1985\)](#) introducen el concepto de Índice de Flexibilidad (IF). Este índice representa la mínima de las máximas desviaciones de las incertidumbres que puede soportar una RIC. [Kotjabasakis y Linnhoff \(1986\)](#) introduce el concepto de tablas de sensibilidad para el diseño de redes flexibles. Estas tablas tienen por objetivo determinar los intercambiadores que deben ser sobredimensionados en área y cuales deben presentar un bypass en las corrientes de entrada con el objetivo de garantizar la flexibilidad de la RIC. Posteriormente, [Grossmann y Floudas \(1987a\)](#) introducen la estrategia ASS (de su sigla en inglés *Active Set Strategy*) con el fin de automatizar el cálculo del IF y poder considerar simultáneamente variaciones en el flujo y las temperaturas de entrada a la red. Generalmente, las metodologías obtenidas se desarrollaron en dos etapas. En una primera etapa se realiza la síntesis de la RIC minimizando costos y utilizando formulaciones multiperíodos. Y en la segunda etapa, se calcula algún índice de manera de cuantificar si la RIC obtenida soporta las variaciones esperadas. Esta secuencia continúa incorporando puntos de operación en la primera etapa, hasta que la RIC obtenida sea flexible. En este sentido, [Konukman et al. \(2002\)](#) propone una metodología en la cual se obtienen diferentes estructuras de red para diferentes objetivos de flexibilidad. [Aaltola \(2002\)](#) introduce un procedimiento en dos etapas basado en un problema multiperíodo lineal para calcular la operación de los sucesivos diseños obtenidos. Finalmente, [Chen y Hung \(2004\)](#) incorpora la estrategia ASS para el cálculo de IF. Como mencionamos anteriormente, el desarrollo de mejores metodologías para el diseño de RIC flexible se llevó a cabo en conjunto con la obtención de mejores modelos destinados a realizar la síntesis de RIC en múltiples escenarios de operación. En este sentido, [Papalexandri y Pistikopoulos \(1994a\)](#) proponen una metodología para la síntesis y rediseño de redes buscando que las mismas sean flexibles y estructuralmente controlables. Utiliza una formulación MINLP para tal fin. De acuerdo con [Mathisen \(1994\)](#) la formulación propuesta resulta un modelo muy complejo dado que incorpora muchas no linealidades generando que puedan obtenerse soluciones subóptimas incluso para

problemas de pequeña escala. Por este motivo, los modelos de formulación multiperíodos que aparecieron posteriormente buscaron mantener la formulación del modelo Synheat con el objetivo de mantener la robustez de este modelo y su fácil aplicación. En este sentido, [Konukman et al. \(2002\)](#) propuso una formulación multiperíodo en el que las áreas de los intercambiadores de calor no son explícitamente modeladas. De esta manera, logró formular el problema como un MILP.

[Aaltola \(2002\)](#) propuso una formulación MINLP considerando simultáneamente los costos de inversión y operación. Con el objetivo de mantener la linealidad de las restricciones en este modelo no se modelaron explícitamente las ecuaciones que representan a los bypass. Sin embargo, se le permite variar a las áreas de los intercambiadores en cada punto de operación con el fin de representar el efecto de los mismos. Dado que no se conoce el escenario que genera la máxima área, se calcula el funcional a partir del área media. Esta consideración produce que el funcional calculado sea una subestimación. [Chen y Hung \(2004\)](#) proponen una nueva formulación eliminando el cálculo del área media. Para ello proponen introducir una función que calcule el área máxima para cada intercambiador. Esto último produce que el funcional obtenido sea no diferenciable y la optimización requiera un mayor costo computacional.

Finalmente [Verheyen y Zhang \(2006\)](#) proponen una modificación al modelo de Aaltola para el cálculo del área máxima evitando obtener un funcional no diferenciable. Para tal fin, incorpora al modelo desigualdades no lineales que imponen que el área instalada sea mayor o igual al área requerida por cada escenario. La minimización del funcional objetivo garantizar que esta restricción esté activa por lo menos para el peor escenario, es decir, aquel escenario que produce la mayor área. De esta manera el modelo obtenido presenta un cálculo exacto del área máxima, una formulación más rigurosa y un cálculo del costo de inversión exacto.

Las diferentes funciones objetivos propuestas en los trabajos de diseño simultáneo mencionados anteriormente se presentan en la Tabla 2.1.

2.2.3. Control y Controlabilidad en RICs

En esta sección presentaremos los principales trabajos relacionados con el del diseño del control de RICs y con la incorporación del concepto de controlabilidad que tiene por objetivo obtener una estrategia de diseño integrado. En este sentido, [Marselle et al. \(1982\)](#) proponen una metodología basada en teoría de grafos para la selección de la estructura de control una vez generado el diseño flexible de la RIC. [Calandranis y Stephanopoulos \(1988\)](#) presentaron un análisis de operabilidad basado en información estructural, donde los parámetros inciertos son considerados como perturbaciones. [Kotjabasakis y Linnhoff \(1986\)](#) propusieron un método evolutivo en el que se incorpora el concepto de caminos descendentes y tablas de sensibilidad. El concepto de caminos descendentes está relacionado a la forma en que se propagan las perturbaciones y es función de la estructura de la RIC. [Georgiou y Floudas \(1990\)](#) exploraron el concepto de singularidad estructural con el objetivo de proponer una metodología que permite el diseño de RIC con controlabilidad estructural. Para ello incorporan las condiciones de rechazo de las perturbaciones dentro de la formulación de la superestructura. [Huang y Fan \(1992\)](#) propusieron una estrategia distribuida para diseñar redes de mínimo costo y altamente controlables en términos de rechazo de perturbaciones. [Papalexandri y Pistikopoulos \(1994a,b\)](#) desarrollaron un método simultáneo para el diseño de RIC flexibles y estructuralmente controlables. Para tal fin, formularon una superestructura en la que se modela explícitamente los bypass e incorporan el concepto de controlabilidad estructural definido por [Morari et al. \(1980\)](#). Posteriormente, [Mathisen \(1994\)](#) propuso un conjunto de reglas heurística con el objetivo de ser incorporadas en una superestructura para garantizar la obtención de redes con buena operabilidad. [Yang et al. \(1996\)](#) introdujo un modelo simplificado que tiene por objetivo cuantificar el efecto de las perturbaciones sobre las salidas. [Glemmestad \(1997\)](#) desarrolló una metodología para la operación óptima de una RIC. Para tal fin, realizó un análisis de los grados de libertad disponibles por la RIC. A partir de dicho análisis determinó si la operación de la red podía ser optimizada. [Aguilera y Marchetti \(1988\)](#) propusieron un método de control y optimización en línea. Demostraron que si la RIC es controlada utilizando únicamente caudales de flujo en las utilidades y la fracción de los bypass como variables manipuladas, el problema de la operación óptima puede ser formulado como un problema LP. [Oliveira et al. \(2001\)](#) propuso una metodología secuencial donde las RICs son sintetizadas utilizando

(i) Konukman et al. (2002):

$$\min_{\mathbf{x} \in \Omega} \left\{ \sum_{p \in N_P} \left(\sum_{i \in N_H} C_{cu} q_{cu_i}^p + \sum_{j \in N_C} C_{hu} q_{hu_j}^p \right) \right\}$$

(ii) Aaltola (2002):

$$\min_{\mathbf{x} \in \Omega} \left\{ \begin{aligned} & \sum_{p \in N_P} \frac{DOP(p)}{N_P} \left(\sum_{i \in N_H} C_{cu} q_{cu_i}^p + \sum_{j \in N_C} C_{hu} q_{hu_j}^p \right) + \\ & \sum_{i \in N_H} \sum_{j \in N_C} \sum_{k \in N_T} C_{f_{i,j,k}} z_{i,j,k} + \sum_{i \in N_H} C_{f_{cu}} z_{cu_i} + \sum_{i \in N_C} C_{f_{hu}} z_{hu_j} + \\ & \sum_{p \in N_P} \frac{1}{N_P} \left(\sum_{i \in N_H} \sum_{j \in N_C} \sum_{k \in N_T} C_{i,j} \left(\frac{q_{i,j,k}^p}{(U_{i,j} LMTD_{i,j,k}^p)} \right)^\beta + \sum_{i \in N_H} C_{cu_i} \left(\frac{q_{cu_i}^p}{(U_{cu_i} LMTD_{cu_i}^p)} \right)^\beta + \right. \\ & \left. \sum_{i \in N_C} C_{hu_j} \left(\frac{q_{hu_j}^p}{(U_{hu_j} LMTD_{hu_j}^p)} \right)^\beta \right) \end{aligned} \right\}$$

(iii) Chen y Hung (2004):

$$\min_{\mathbf{x} \in \Omega} \left\{ \begin{aligned} & \frac{1}{N_P} \sum_{p \in N_P} \left(\sum_{i \in N_H} C_{cu} q_{cu_i}^p + \sum_{j \in N_C} C_{hu} q_{hu_j}^p \right) + \\ & \sum_{i \in N_H} \sum_{j \in N_C} \sum_{k \in N_T} C_{f_{i,j,k}} z_{i,j,k} + \sum_{i \in N_H} C_{f_{cu}} z_{cu_i} + \sum_{i \in N_C} C_{f_{hu}} z_{hu_j} + \\ & \sum_{p \in N_P} \frac{1}{N_P} \left(\sum_{i \in N_H} \sum_{j \in N_C} \sum_{k \in N_T} C_{i,j} \left[\max_{p \in N_P} \left(\frac{q_{i,j,k}^p}{(U_{i,j} LMTD_{i,j,k}^p)} \right) \right] + \sum_{i \in N_H} C_{cu_i} \left[\max_{p \in N_P} \left(\frac{q_{cu_i}^p}{(U_{cu_i} LMTD_{cu_i}^p)} \right) \right] + \right. \\ & \left. \sum_{i \in N_C} C_{hu_j} \left[\max_{p \in N_P} \left(\frac{q_{hu_j}^p}{(U_{hu_j} LMTD_{hu_j}^p)} \right) \right] \right) \end{aligned} \right\}$$

(iv) Verheyen y Zhang (2006):

$$\min_{\mathbf{x} \in \Omega'} \left\{ \begin{aligned} & \sum_{p \in N_P} \frac{DOP(p)}{N_P} \left(\sum_{i \in N_H} C_{cu} q_{cu_i}^p + \sum_{j \in N_C} C_{hu} q_{hu_j}^p \right) + \\ & \sum_{i \in N_H} \sum_{j \in N_C} \sum_{k \in N_T} C_{f_{i,j,k}} z_{i,j,k} + \sum_{i \in N_H} C_{f_{cu}} z_{cu_i} + \sum_{i \in N_C} C_{f_{hu}} z_{hu_j} + \\ & \sum_{p \in N_P} \frac{1}{N_P} \left(\sum_{i \in N_H} \sum_{j \in N_C} \sum_{k \in N_T} C_{i,j} (A_{i,j,k})^\beta + \sum_{i \in N_H} C_{cu_i} (A_{cu_i})^\beta + \right. \\ & \left. \sum_{i \in N_C} C_{hu_j} (A_{hu_j})^\beta \right) \end{aligned} \right\}$$

$$\Omega' = \Omega \cup \left\{ \begin{aligned} & A_{i,j,k} \geq \left(\frac{q_{i,j,k}^p}{(U_{i,j} LMTD_{i,j,k}^p)} \right) \\ & A_{cu_i} \geq \left(\frac{q_{cu_i}^p}{(U_{cu_i} LMTD_{cu_i}^p)} \right) \\ & A_{hu_j} \geq \left(\frac{q_{hu_j}^p}{(U_{hu_j} LMTD_{hu_j}^p)} \right) \end{aligned} \right\}$$

Cuadro 2.1: Funcionales Objetivos para los Principales Abordajes de Diseño Simultáneo de RICs

tecnología Pinch y adaptadas para un conjunto de escenarios de perturbaciones que son definidos previamente. En esta metodología se utiliza un análisis de interacción empleando la matriz de ganancias relativas (RGA) para seleccionar la estructura de control.

[Yan et al. \(2001\)](#) desarrollo una metodología para la ubicación y el rediseño de las áreas de los intercambiadores de calor de manera de garantizar el rechazo de las perturbaciones. Para lograr este objetivo, el autor extendió el modelo de propagación de perturbaciones presentado por [Yang et al. \(1996\)](#) describiendo implícitamente el efecto de los bypass. Define la estructura de control descentralizada utilizando metodologías aplicadas sobre la matriz RGA. Posteriormente, [Gonzalez et al. \(2006\)](#) propusieron una estrategia de control y optimización en línea para RICs a través de una estructura de control en dos niveles. [Lersbamrungsuk et al. \(2007\)](#) propusieron un procedimiento sistemático para obtener la óptima operación de la red. Para definir el apareamiento de variables manipuladas-controladas se emplea control de rango dividido y selectivo. En [Gu et al. \(2018\)](#) se presenta una estrategia para la síntesis simultánea de redes flexibles y controlables. Para ello incorporan criterio de sensibilidad de los bypass y la identificación y cuantificación de la propagación de perturbaciones. Cabe destacar que si bien existe un gran número de trabajos que realizan la integración del diseño u operación de la RIC con el diseño del control, son pocos los trabajos destinados a realizar la síntesis de RIC integradas con la controlabilidad. Finalmente, se puede observar que la mayoría de las estrategias presentes en la bibliográfica realizan el diseño de la estructura de control basándose en índices relacionados con la matriz RGA.

Síntesis de Redes de Intercambio Calórico Flexible

En este capítulo se propone una estrategia para realizar la síntesis de redes de intercambio calórico flexibles. El objetivo es obtener la red de intercambio calórico (RIC) de mínimo costo total anual (TAC de su siglas en inglés: Total Annual Cost) capaz de soportar variaciones sobre las temperaturas y flujos de las corrientes de entrada. Dado que el problema de diseño flexible es un problema multiobjetivo, se utilizó una estrategia de descomposición dividiendo el problema original en dos subproblemas. En primer lugar, se resuelve el problema de síntesis utilizando un modelo multiperiodo/multiescenario (modelo Synflex) basado en el modelo Synheat (modelo de un único periodo). En segunda instancia, se resuelve el problema de flexibilidad el cual tiene como objetivo obtener la mínima de las máximas desviaciones (respecto de la temperatura y/o flujos de entrada) soportadas por la red. Con este problema logramos cuantificar si la red obtenida soporta las variaciones esperadas. De esta manera, si la red no es capaz de soportar las variaciones esperadas, las nuevas condiciones identificadas por el problema de flexibilidad se incorporan como nuevo escenario en el problema de síntesis multiscenario, en caso contrario, la estrategia propuesta se detiene ya que la RIC es flexible. Dado que el problema de síntesis es una formulación mixta-entera no lineal (MINLP), se propone una técnica de convexificación combinada con la estrategia de outer-approximation (OA) para garantizar la calidad de las soluciones obtenidas. Se presentan tres ejemplos académicos al final del capítulo con el objetivo de ilustrar la estrategia de síntesis propuesta.

3.1. Introducción

Al ser un componente importante de cualquier proceso, la recuperación de energía a través de redes de intercambio calórico (RIC) es uno de los problemas más estudiados en la Ingeniería de Procesos. La configuración de la RIC genera interacciones entre distintas partes del proceso e incorpora fuertes limitaciones de control debido a los efectos competitivos, la respuesta inversa y los tiempos muertos. En este sentido, un correcto diseño de la RIC tiene un impacto directo no solo en la factibilidad energética del proceso sino también en el rendimiento operativo global de la planta [Mathisen \(1994\)](#).

Los métodos convencionales para las síntesis de RICs consideran las condiciones nominales como parámetros fijos de operación y, en base a estas condiciones, realizan el diseño de la red utilizando enfoques tanto secuenciales como simultáneos. Por un lado, los métodos secuenciales dividen el problema original en una serie de subproblemas logrando reducir el tamaño del mismo y mejorar los tiempos de cómputos. Algunas de las publicaciones que tienen en cuenta este enfoque son las presentadas por [Papoulias y Grossmann \(1983\)](#), [Linnhoff y Hindmarsh \(1983\)](#) y [Grossmann y Floudas \(1987b\)](#). En contraste, los métodos simultáneos no descomponen el problema original abordando los costos de operación y de inversión en un único funcional. Es de esta forma que la solución obtenida es un compromiso entre estos

dos costos. Uno de los más reconocidos modelos con el enfoque simultáneo es el propuesto por Yee y Grossmann (1990). En dicho trabajo, los autores presentan una superestructura con múltiples etapas (modelo Synheat) de intercambio formulada como un problema mixto-entero no lineal (MINLP). El objetivo del mismo es minimizar el costo total anualizado (TAC) de la red, i.e. minimizar el costo fijo asociado a la existencia o no de un intercambiador o de una utilidad y el costo variable asociado al área de cada uno de estos equipos y al consumo de energía externa (calores de calentamiento/enfriamiento). Existen en la literatura un gran número de trabajos que extienden la superestructura presentada por Yee y Grossmann (1990). En este sentido, Ponce-Ortega et al. (2008) y Grossmann et al. (1998) incorporan al modelo de síntesis corrientes isotérmicas que presentan cambio de fase. Por otro lado, Mizutani et al. (2003) y Frausto-Hernandez et al. (2003) extienden el modelo Synheat incorporando el diseño detallado de los equipos y consideraciones dinámicas de los fluidos como ser caídas de presiones. Una buena revisión de las metodologías propuestas de síntesis de RICs puede ser encontrada en Furman y Sahinidis (2002).

La síntesis simultánea suele ser, en general, difícil de resolver por la presencia de expresiones no lineales y variables de decisión binarias. En ciertos casos, los solvers actuales pueden fallar en la búsqueda de la solución óptima o incluso no encontrar una solución factible. Es por este motivo, que en la literatura, se propusieron diferentes métodos alternativos de optimización con el objetivo de asegurar la convergencia del modelo Synheat. En este sentido, Zamora y Grossmann (1999) propone una convexificación basada en criterios termodinámicos para subestimar el problema de síntesis de RIC y de esta manera aproximarse a la solución óptima. Este método fue implementado usando el reconocido algoritmo de branch-and-bound. Adjiman et al. (2000) resuelve el problema usando el algoritmo α BB asumiendo un costo objetivo lineal para las áreas. Posteriormente, Björk y Westerlund (2002) propone un enfoque de optimización basado en la convexificación de los términos signomiales y, de esta forma, garantiza la convergencia y la optimalidad de la solución obtenida. Un algoritmo de optimización basado en aproximaciones externas a un modelo MINLP que presenta términos cóncavos y bilineales ha sido desarrollado por Bergamini et al. (2008). Todos estos enfoques fueron realizados para la síntesis de la RIC trabajando en sus condiciones nominales, es decir, utilizan el modelo Synheat como base para aplicar sus algoritmos. Sin embargo, otro aspecto importante a tener en cuenta en el momento de diseñar procesos es la posibilidad de que se produzcan cambios en las condiciones de operación debido al ingreso de perturbaciones. Es decir, en la mayoría de los procesos existen un conjunto de potenciales perturbaciones que pueden ingresar al mismo y modificar su condición de operación. Dichas perturbaciones suelen cumplir un rol importante ya que afectan el rendimiento económico del mismo y las especificaciones de todo el proceso. Por lo tanto, es importante tener en cuenta consideraciones de flexibilidad en la etapa de diseño de la RIC. En este contexto, Aaltola (2002), Chen y Hung (2004), Verheyen y Zhang (2006) y Escobar et al. (2013) propusieron una formulación multiescenario/multiperíodo basada en el modelo Synheat con el objetivo de incluir criterios de flexibilidad en la síntesis de las RICs (modelo Synflex). Mientras el modelo Synheat considera sólo las condiciones nominales de operación para realizar el diseño de la red, el modelo Synflex tiene en cuenta diferentes períodos/escenarios los cuales permiten considerar diferentes puntos operativos. En este sentido, el principal objetivo de la síntesis flexible es encontrar la configuración óptima de red que pueda operar dentro de un rango específico de perturbaciones esperadas, ej. cambios en los flujos y temperaturas de las corrientes de entrada. El tamaño y la complejidad de la nueva formulación son mayores si se los compara con el modelo básico Synheat, ya que el nuevo enfoque incorpora varios escenarios dentro del problema. De la revisión de la literatura, se puede observar que las estrategias de optimización aplicadas al modelo Synheat no se han aplicado a la formulación Synflex.

En la siguiente sección se presentan las principales contribuciones del capítulo.

3.1.1. Contribución del Capítulo

En este capítulo se presenta una nueva metodología secuencial de optimización para abordar el problema de síntesis de RICs flexibles. Esta metodología resuelve el problema de síntesis flexible utilizando una estrategia de optimización y una formulación multiescenario/multiperíodo. Es posible considerar, de esta manera, el criterio de flexibilidad dentro del problema de síntesis y ampliar el rango de operación de

las redes obtenidas. Cada problema de síntesis generado es resuelto con una técnica de optimización basada en la convexificación de los términos signomiales y la estrategia de Outer-Approximation (OA). Las principales contribuciones de este capítulo se detallan a continuación:

- Se presenta una estrategia de optimización basada en una técnica de convexificación y la estrategia de OA. El objetivo de esta estrategia es garantizar la calidad de la solución obtenida. Esto es un avance respecto de trabajos previos ([Aaltola, 2002](#); [Chen y Hung, 2004](#); [Escobar et al., 2013](#); [Verheyen y Zhang, 2006](#)) en los que la optimalidad de la solución no es garantizada.
- En este trabajo se ilustra como los métodos de optimización local pueden caer en soluciones subóptimas cuando resuelven el problema Synflex. Este comportamiento toma relevancia cuando el tamaño del problema o el número de períodos aumenta. El mismo fue estudiado por [Björk y Westerlund \(2002\)](#) para el caso Synheat.
- La estrategia obtenida sienta las bases para proponer una mejora en el método de optimización. La idea principal de esta mejora es utilizar la información disponible en las soluciones obtenidas por el método de OA. Con esta información se construirán cortes enteros en las diferentes iteraciones y se buscará lograr mejoras en la convergencia de la estrategia global.
- La metodología propuesta favorece el desarrollo de una metodología integrada entre la síntesis y el control. La inclusión de los criterios de flexibilidad permite diseñar redes capaces de operar en diferentes condiciones operativas, i.e. obtener diseño factibles en varios puntos de operación. Este nuevo enfoque favorece la etapa de diseño de la estructura de control ya que elimina las posibles infactibilidades operativas relacionadas con el diseño.

Este capítulo está organizado de la siguiente manera: en la Sección 3.2 se analizan los objetivos del problema de la síntesis de RIC flexibles y se presenta la metodología propuesta. En la Sección 3.2.1 se desarrolla el problema de diseño bajo incertidumbres. Posteriormente, en la Sección 3.2.2 se da una formulación detallada del problema multiescenario y de flexibilidad, utilizados en la síntesis de RICs flexibles. En la misma sección también se hace hincapié en las diferentes estrategias para calcular el Índice de Flexibilidad. Una descripción detallada de la estrategia de optimización es presentada en la Sec. 3.2.3. El algoritmo final es propuesto en la Sec. 3.2.4 y la aplicación de la metodología propuesta a dos casos de estudio es desarrollada en la Sección 3.3. La idea principal de estos casos es realizar un análisis de convergencia y una comparación con diferentes métodos clásicos de resolución. Finalmente, las conclusiones y los trabajos futuros del capítulo son discutidos en la Sección 3.4.

3.2. Metodología Secuencial Propuesta y Estrategia de Optimización

El objetivo del problema de síntesis flexible es obtener un diseño de RIC capaz de operar dentro de un rango de variaciones esperado de las perturbaciones, como por ejemplo, variaciones en los flujos y las temperaturas de las corrientes de entrada.

El problema que se intenta resolver puede ser formulado de la siguiente manera. Dado un: (i) conjunto de corrientes, (ii) un rango específico de variaciones, i.e. rango esperado de variaciones de las temperaturas y flujos caloríficos de entrada, de los cuales se requiere que el diseño tenga una flexibilidad (objetivos de flexibilidad) y (iii) una diferencia mínima de temperatura; se desea sintetizar una RIC con el mínimo Costo Total Anual (TAC, costo de operación y de inversión) que sea capaz de operar en todo el rango de variaciones esperado.

La incorporación, en la síntesis, de estos rangos de variación se realiza mediante una estrategia de dos etapas. En esta estrategia, el problema de síntesis multiescenario y el problema de análisis de flexibilidad son resueltos iterativamente con el objetivo de asegurar la factibilidad del diseño obtenido en todo el rango de operación esperado ([Biegler et al., 1997](#)). En cada iteración, nuevas condiciones operativas obtenidas en el problema de flexibilidad son incorporadas a la formulación multiescenario, logrando de esta manera, diferentes diseños capaces de operar en rangos de operación cada vez más amplios, es decir, los diseños obtenidos no sólo son capaces de operar en la condición nominal de operación sino también

3.2. Metodología Secuencial Propuesta y Estrategia de Optimización

en diferentes escenarios/períodos. Esta estrategia iterativa permite reducir los tiempos de cómputo ya que la flexibilidad no es tenida en cuenta directamente dentro de la formulación multiescenario. A medida que el número de períodos aumenta se produce un crecimiento del tamaño del problema, i.e. un crecimiento en el número de variables continuas y discretas, produciendo que sea posible obtenerse una solución subóptima o incluso, en el peor de los casos, no obtenerse una solución factible. Son estos motivos los que producen que para garantizar la convergencia del problema multiperíodo y mejorar la solución obtenida utilicemos una técnica de convexificación y una estrategia de optimización (Björk y Westerlund, 2002). De esta manera, en cada formulación multiescenario (referida como modelo A1-M) se convexionan los términos signomiales produciendo que el modelo obtenido sea aproximado (llamado A2-M). En este nuevo modelo, se utilizan un conjunto de puntos grillas iniciales de manera de aproximar mediante funciones lineales por parte los términos no convexos del modelo original. Se introduce el nuevo modelo dentro de un procedimiento iterativo en el cual, en cada paso, se resuelve el modelo aproximado A2-M y su solución es utilizada para fijar los valores de los términos no convexos y la función objetivo del problema original A1-M. Los valores de los funcionales de ambos modelos aproximados y originales son límites superiores y límites inferiores, respectivamente. En cada paso de la iteración nuevos puntos grillas son incorporados al modelo aproximado logrando obtener una mejor aproximación al modelo original y una solución más cercana al valor óptimo. Se propone una técnica de outer-approximation presentada en Viswanathan y Grossmann (1990) para resolver el modelo A2-M. En esta técnica podemos garantizar la calidad de la solución obtenida ya que los problemas resueltos por la misma son convexos. La metodología secuencial propuesta para la síntesis óptima de RIC flexibles es resumida en la Figura 3.1.

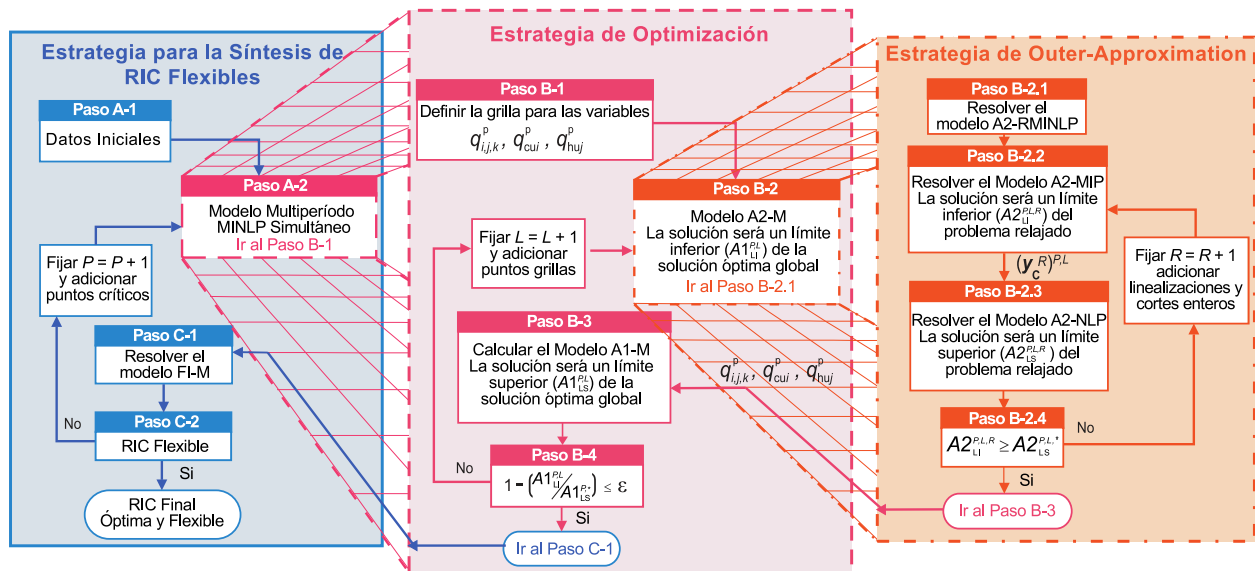


Figura 3.1: Metodología Propuesta de Síntesis de RIC Flexible y Estrategia de Optimización.

A continuación daremos una descripción más detallada de la formulación de cada subproblema resuelto dentro de la estrategia propuesta.

3.2.1. Diseño de Procesos Bajo Incertidumbre

El problema de diseño bajo incertidumbre puede ser formulado de la siguiente manera:

$$\min_{\mathbf{x}_A, \mathbf{y}_A} E_{\boldsymbol{\theta} \in T} [C(\mathbf{d}, \mathbf{z}, \mathbf{x}, \boldsymbol{\theta})] \quad (3.1a)$$

$$\text{s.t. } \mathbf{A}\mathbf{y} + \mathbf{B}\mathbf{y}' + \mathbf{h}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}) = 0, \quad (3.1b)$$

$$\mathbf{C}\mathbf{y} + \mathbf{D}\mathbf{y}' + \mathbf{f}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}) \leq 0, \quad (3.1c)$$

$$\mathbf{x}^{\text{LO}} \leq \mathbf{x} \leq \mathbf{x}^{\text{UP}}, \quad \mathbf{x} \in \mathbb{R}^n \quad (3.1d)$$

$$\mathbf{z}^{\text{LO}} \leq \mathbf{z} \leq \mathbf{z}^{\text{UP}}, \quad \mathbf{z} \in \mathbb{R}^q \quad (3.1e)$$

$$\mathbf{d}^{\text{LO}} \leq \mathbf{d} \leq \mathbf{d}^{\text{UP}}, \quad \mathbf{d} \in \mathbb{R}^q \quad (3.1f)$$

$$\mathbf{y} \in \{0, 1\}^q, \quad \mathbf{y}' \in \{0, 1\}^q \quad (3.1g)$$

$$\mathbf{x}_A = \langle \mathbf{x}, \mathbf{z}, \mathbf{d} \rangle, \quad \mathbf{y}_A = \langle \mathbf{y}, \mathbf{y}' \rangle$$

donde \mathbf{d} , \mathbf{x} , \mathbf{z} , representan las variables de diseño, control y estado, respectivamente. \mathbf{y} e \mathbf{y}' son las variables binarias asociadas a la existencia y la operación de los equipos presentes en el proceso, es decir, para el caso de las RIC, estas variables están asociadas a la existencia y la operación de cada intercambiador y de cada utilidad. Por otro lado, $\boldsymbol{\theta}$ es el vector de parámetros inciertos y $E[C(\mathbf{d}, \mathbf{z}, \mathbf{x}, \boldsymbol{\theta})]$ representa el funcional costo para el rango de variaciones esperado, $\boldsymbol{\theta} \in T = \{\boldsymbol{\theta} \mid \boldsymbol{\theta}^{\text{LO}} \leq \boldsymbol{\theta} \leq \boldsymbol{\theta}^{\text{UP}}\}$. Finalmente, las ecs. 3.1b-3.1c representan el conjunto de restricciones de igualdad (ec. 3.1b) y de desigualdad (ec. 3.1c), respectivamente, que permiten describir el proceso y sus especificaciones.

El enfoque tradicional de diseño resuelve este problema de optimización considerando las perturbaciones e incertidumbres del proceso en su valor nominal ($\boldsymbol{\theta} = \boldsymbol{\theta}^{\text{N}}$). Es con esta consideración como el enfoque clásico obtiene el diseño ($\Phi = \langle \mathbf{y}, \mathbf{d} \rangle$) que minimizan el costo total.

Cuando se incorpora a este problema los objetivos de flexibilidad, se tienen dos opciones posibles: (i) asegurar la flexibilidad para un rango de variación fijo, o (ii) maximizar la flexibilidad del proceso al mismo tiempo que se minimiza el costo total. La segunda estrategia plantea un problema de optimización multiobjetivo.

Mucho de los trabajos presentes en la literatura abordan estos objetivos utilizando estrategias de descomposición en dos etapas. En la primera de estas etapas, se seleccionan las variables de diseño y por lo tanto es llamada fase de diseño. En la segunda etapa, llamada fase de operación, se ajustan las variables de operación ($\Omega = \langle \mathbf{y}', \mathbf{z} \rangle$) de manera de lograr la factibilidad del proceso en el rango de variación sobre $\boldsymbol{\theta}$. Para ello se asume un control perfecto, es decir que el control es capaz de ajustar inmediatamente todas las variables de operación dependiendo de $\boldsymbol{\theta}$, es decir, no se consideran tiempos muertos en las mediciones o en los ajustes del control. Además se supone un control full, es decir, el control es capaz de ajustar todos los calores presentes en la red (todos los grados de libertad).

Con el objetivo de disminuir la complejidad del problema, la región T de variaciones esperada puede ser reemplazada por un conjunto de P puntos (períodos/escenarios), que son determinados de alguna manera. En este sentido el problema 3.1 es reformulado como un problema de optimización multi-período/multiescenario, el cual permite obtener mediante sucesivas aproximaciones la solución óptima del diseño bajo incertidumbre. Una representación matemática del problema multiperíodo es presentado en la ec. 3.2.

$$\min_{\mathbf{x}_B, \mathbf{y}_B} E[C(\mathbf{d}, \mathbf{z}, \mathbf{x}, \boldsymbol{\theta})] \quad (3.2a)$$

$$\text{s.t. } \mathbf{A}\mathbf{y} + \mathbf{B}\mathbf{y}'_p + \mathbf{h}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) = 0, \quad (3.2b)$$

$$\mathbf{C}\mathbf{y} + \mathbf{D}\mathbf{y}'_p + \mathbf{f}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) \leq 0, \quad (3.2c)$$

$$\mathbf{x}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{x}_p \leq \mathbf{x}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{x}_p \in \mathbb{R}^n \quad (3.2d)$$

$$\mathbf{z}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{z}_p \leq \mathbf{z}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{z}_p \in \mathbb{R}^q \quad (3.2e)$$

$$\mathbf{d}^{\text{LO}} \leq \mathbf{d} \leq \mathbf{d}^{\text{UP}}, \quad \mathbf{d} \in \mathbb{R}^q \quad (3.2f)$$

$$\mathbf{y} \in \{0, 1\}^q, \quad \mathbf{y}'_p \in \{0, 1\}^q \quad (3.2g)$$

$$\forall p = 1, \dots, P \quad (3.2h)$$

$$\mathbf{x}_B = \langle \mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d} \rangle, \quad \mathbf{y}_B = \langle \mathbf{y}, \mathbf{y}'_p \rangle$$

Una vez obtenido un diseño ($\Phi = \langle \mathbf{y}, \mathbf{d} \rangle$) del problema 3.2 se resuelve el problema de flexibilidad. El objetivo de este problema es determinar si el diseño obtenido es factible de operar en todo el rango de variaciones esperado. El rango de variaciones puede ser reescrito basado en variaciones con direcciones positivas ($\Delta\theta^+$) y negativas ($\Delta\theta^-$) respecto de una condición nominal (θ_N) y a un factor de escala δ cuya valor máximo corresponde al hiper-rectángulo escalado más grande con centro en θ_N que se encuentra inscripto dentro de la región factible de operación.

La estrategia final de dos etapas para el diseño de procesos bajo incertidumbre se muestra en la Fig. 3.2. La misma inicia seleccionando P períodos los cuales serán utilizados para resolver el problema de optimización multiperíodo (ec. 3.2). Posteriormente, se resuelve el problema de flexibilidad/factibilidad con el objetivo de verificar si el diseño obtenido es capaz de operar en todo el rango T de variación esperada. Si el diseño es factible de operar, el procedimiento termina, en caso contrario, el punto crítico obtenido en el problema de flexibilidad es incorporado como un nuevo período/escenario dentro del conjunto θ . Se continúa resolviendo una secuencia de problemas multiperíodos y de flexibilidad hasta obtener un diseño flexible.

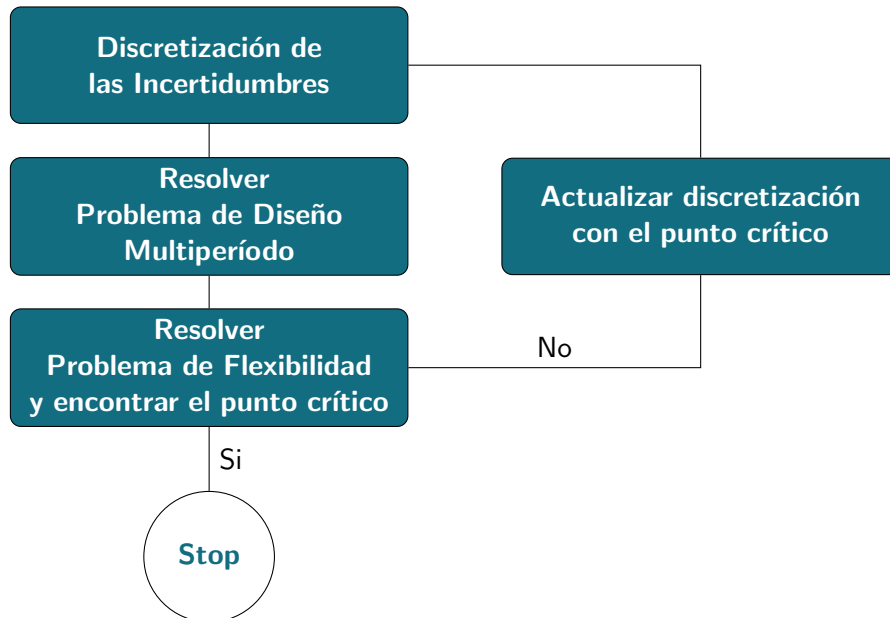


Figura 3.2: Estrategia de Dos Etapas para el Diseño Óptimo Bajo Incertidumbre.

En las siguientes secciones se presentará con mayor nivel de detalle la formulación del problema de diseño multiperíodo y el problema de flexibilidad para el caso de síntesis de RIC flexibles. Posteriormente se presentará la técnica de optimización utilizada para garantizar la calidad de la solución obtenida.

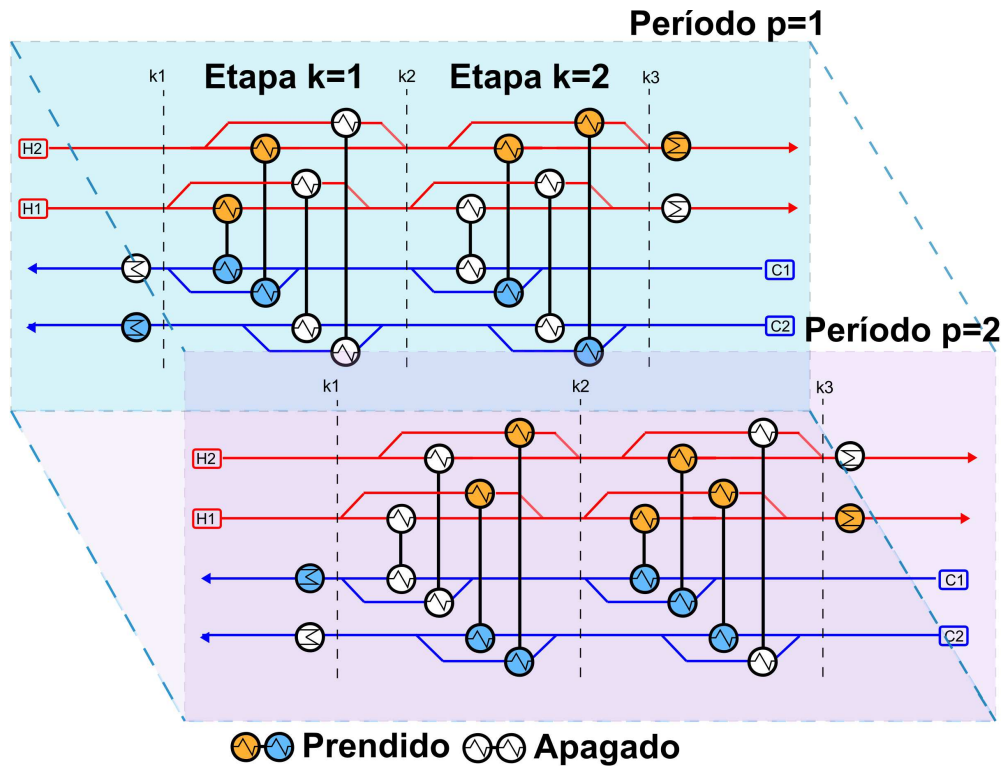


Figura 3.3: Superestructura de RIC de Dos Etapas y Dos Períodos para Integrar Energéticamente Dos Corrientes Calientes y Dos Frías.

3.2.2. Síntesis de Redes de Intercambio Calorico Flexible

Como vimos en la sección anterior, el problema de diseño/síntesis bajo incertidumbre es abordado a través de una estrategia de dos etapas. En la misma, el problema de síntesis de RIC flexible es formulado usando un modelo de optimización multiescenario/multiperíodo en el cual un número finito de períodos es considerado para representar las incertidumbres. En la literatura, existen varios trabajos que intentan abordar una estrategia de dos etapas para resolver este tipo problema (Aaltola, 2002; Chen y Hung, 2004; Escobar et al., 2013; Verheyen y Zhang, 2006). Al igual que en el caso general, la estrategia de dos etapas inicia resolviendo un problema multiperíodo de síntesis de RIC con el objetivo de obtener las variables de diseño y operación. Posteriormente, se resuelve el problema de flexibilidad obteniendo como resultado el índice de flexibilidad y el punto crítico de la red diseñada. En la primera iteración de esta estrategia (representada por $P = 1$), sólo un punto de operación es considerado (punto nominal para las perturbaciones), siendo la formulación multiperíodo equivalente a la formulación Synheat presentada por Yee y Grossmann (1990). Para las iteraciones $P \geq 2$, los puntos críticos obtenidos por el problema de flexibilidad son incorporados como un nuevo período (escenario) en la formulación con el objetivo de aumentar la flexibilidad de la red. El procedimiento se detiene cuando el diseño de RIC obtenido es capaz de operar satisfactoriamente dentro de todo el rango de variación de perturbaciones esperado.

Síntesis Multiperíodo de Redes de Intercambio de Calor

El problema de síntesis de RIC es formulado como un modelo MINLP multiperíodo. El mismo modela una superestructura que presenta $k \in K = \{1, \dots, N_T\}$ etapas donde se pueden producir los intercambios de calor entre las $i \in I = \{1, \dots, N_H\}$ corrientes calientes y las $j \in J = \{1, \dots, N_C\}$ corrientes frías. La red obtenida debe soportar variaciones en las corrientes de entrada, e.g. variaciones en las temperaturas y los flujos. Una representación esquemática de la superestructura de RIC de dos etapas y dos períodos para integrar energéticamente dos corrientes calientes y dos frías se muestra en la Fig. 3.3. Es importante notar que con color se representan los equipos que se encuentran operando en cada escenario de operación.

3.2. Metodología Secuencial Propuesta y Estrategia de Optimización

La estructura general del modelo, llamado A1-M, se muestra en la ec. 3.3. Este problema incluye variables binarias \mathbf{y}_H las cuales permiten representar la existencia y operación de los diferentes intercambiadores y utilidades presentes en la red, y variables continuas \mathbf{x}_H relacionadas con las temperaturas de las corrientes, los calores intercambiados, las diferencias de temperatura y el área de cada intercambiador. En este modelo, el superíndice/subíndice $p \in \mathbb{N}$ representa cada punto de operación (o período). En cada iteración (P) de la estrategia de síntesis un nuevo punto crítico es incorporado y, por lo tanto, el número total de períodos se incrementa en uno. Por esta razón, $p = 1$ representa la condición nominal de operación para las incertidumbres y $p > 1$, otras condiciones de operación (i.e., el punto de operación nominal y puntos críticos adicionales están considerando en cada iteración $P > 1$). La descripción detallada del modelo multiperíodo de síntesis es presentada en el Apéndice A.1.

Problema A1-M:

$$A1^P = \min_{\mathbf{x}_H, \mathbf{y}_H} \mathbf{c}_f \mathbf{y} + \mathbf{c}_d \mathbf{d} + \sum_{p=1}^P C(\mathbf{z}_p) \quad (3.3a)$$

$$\text{s.t.} \quad \mathbf{A}\mathbf{y} + \mathbf{B}\mathbf{y}'_p + \mathbf{h}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) = 0, \quad (3.3b)$$

$$\mathbf{C}\mathbf{y} + \mathbf{D}\mathbf{y}'_p + \mathbf{f}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) \leq 0, \quad (3.3c)$$

$$\mathbf{g}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) \leq 0, \quad (3.3d)$$

$$\mathbf{x}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{x}_p \leq \mathbf{x}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{x}_p \in \mathbb{R}^n \quad (3.3e)$$

$$\mathbf{z}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{z}_p \leq \mathbf{z}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{z}_p \in \mathbb{R}^q \quad (3.3f)$$

$$\mathbf{d}^{\text{LO}} \leq \mathbf{d} \leq \mathbf{d}^{\text{UP}}, \quad \mathbf{d} \in \mathbb{R}^q \quad (3.3g)$$

$$\mathbf{y} \in \{0, 1\}^q, \quad \mathbf{y}'_p \in \{0, 1\}^q \quad (3.3h)$$

$$\forall p = 1, \dots, P \quad (3.3i)$$

$$\mathbf{x}_H = \langle \mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d} \rangle, \quad \mathbf{y}_H = \langle \mathbf{y}, \mathbf{y}'_p \rangle$$

En la ec. 3.3, $A1^P$ representa el valor óptimo del funcional objetivo económico obtenido para la RIC final en la iteración P , donde P puntos de operación ($\boldsymbol{\theta}_1, \boldsymbol{\theta}_2, \dots, \boldsymbol{\theta}_P$) son considerados. Los vectores de variables independientes (manipuladas) (e.g., flujos de calor para cada intercambiador y utilidades) y variables dependientes (estados) son representadas con $\mathbf{z}_p \in \mathbb{R}^q$ y $\mathbf{x}_p \in \mathbb{R}^n$, respectivamente, siendo $q = [N_H \times N_C \times N_T + N_H + N_C]$ y $n = [q + N_H \times N_T + N_C \times N_T]$. Las variables de diseño (área de los intercambiadores y las utilidades) son representadas por \mathbf{d} . A su vez, los parámetros inciertos en el período p , es decir, parámetros que cambian de valor durante la operación (i.e., temperaturas y flujos de las corrientes de entrada), son definidos por $\boldsymbol{\theta}_p$. Las variables \mathbf{y} e \mathbf{y}'_p representan las variables de existencia y operación en el escenario p , respectivamente. Las mismas están definidas para cada intercambiador y cada utilidad. Los términos lineales del conjunto de restricciones de igualdad y desigualdad se definen utilizando las funciones vectoriales \mathbf{h} y \mathbf{f} , respectivamente. Además, el conjunto de correlaciones asociadas a la estimación de las variables de diseño fueron representadas por la función \mathbf{g} .

Es importante observar que las variables de estado (\mathbf{x}_p), las variables manipuladas (\mathbf{z}_p) y las variables binarias de operación (\mathbf{y}'_p) dependen del número de períodos considerados en el modelo. Esta dependencia es representada por el subíndice p . Por otro lado, las variables de diseño (\mathbf{d}) y las variables binarias de existencia de los intercambiadores y las utilidades (\mathbf{y}) no dependen del número de períodos, i.e. permanecen constantes en todos los períodos de operación. El funcional objetivo de este problema es el costo total anual (TAC), donde el primer término es un costo fijo asociado con la instalación de intercambiadores y utilidades, el segundo término está asociado a un costo lineal respecto de las áreas de los equipos (\mathbf{d}) y el tercer término formado por un costo lineal asociado al consumo promedio entre todos los puntos p de operación del vapor de calentamiento y agua de enfriamiento en las utilidades (\mathbf{z}_p).

Una importante consideración en el modelo A1-M es que las corrientes de salida de cada intercambiador de calor se mezclan isotérmicamente en cada etapa. Con esta asunción se evita incorporar las ecuaciones

que modelan la mezcla de corrientes y la única restricción no lineal es la asociada con la función de diseño g (i.e., el cálculo de las áreas para los intercambiadores y las utilidades), las mismas son definidas por las ecs. 3.4 a 3.6.

$$\frac{q_{i,j,k}^p}{(a_{i,j,k})^{1/\beta}} - \frac{2}{3}U_{i,j}\sqrt{\Delta t_{h,i,j,k}^p \Delta t_{c,i,j,k}^p} - \frac{1}{6}U_{i,j}\sqrt{\Delta t_{h,i,j,k}^p} - \frac{1}{6}U_{i,j}\sqrt{\Delta t_{c,i,j,k}^p} \leq 0 \quad (3.4)$$

$$\frac{q_{cu,i}^p}{(a_{cu,i})^{1/\beta}} - \frac{2}{3}U_{cu,i}\sqrt{\Delta t_{cu,i}^p \Delta t_{cu,i}^{*p}} - \frac{1}{6}U_{cu,i}\sqrt{\Delta t_{cu,i}^p} - \frac{1}{6}U_{cu,i}\sqrt{\Delta t_{cu,i}^{*p}} \leq 0 \quad (3.5)$$

$$\frac{q_{hu,j}^p}{(a_{hu,j})^{1/\beta}} - \frac{2}{3}U_{hu,j}\sqrt{\Delta t_{hu,j}^p \Delta t_{hu,j}^{*p}} - \frac{1}{6}U_{hu,j}\sqrt{\Delta t_{hu,j}^p} - \frac{1}{6}U_{hu,j}\sqrt{\Delta t_{hu,j}^{*p}} \leq 0, \quad (3.6)$$

En estas ecuaciones, las variables a , a_{cu} y a_{hu} representan las áreas de los intercambiadores, utilidades frías y utilidades calientes, respectivamente, elevadas al exponente de β . Las variables q , q_{cu} y q_{hu} son los calores asociados a cada una de estas unidades. Finalmente, las variables Δt son usadas para calcular la diferencia de temperatura entra las corrientes calientes y frías en cada etapa. Se utiliza la aproximación de Paterson (1984) para calcular la diferencia media logarítmica con el objetivo de garantizar que la única expresión no convexa en estos términos sea $q/a^{1/\beta}$. De esta manera, A1-M es un modelo MINLP no convexo con función objetivo convexa y región factible no convexa. Se sabe bien que para este tipo de problemas los solvers de optimalidad local pueden caer en soluciones subóptimas, o peor aún, no encontrar una solución factible. Es por ello que en esta sección se plantea una estrategia de optimización con el objetivo de garantizar la calidad de la solución obtenida por el modelo A1-M.

Índice de Flexibilidad

En esta sección presentaremos la formulación matemática para determinar el índice de flexibilidad. Considerando que la operación de un procesos puede ser descrito por un conjunto de restricciones:

$$F_{j'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) \leq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.7a)$$

$$H_{i'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) = 0, \quad \forall i' \in I' \quad (3.7b)$$

siendo $H_{i'}$ el conjunto de restricciones de igualdad (e.g. balances de masas y energía o ecuaciones de equilibrios) que se deben cumplir para cualquier estado estacionario de operación del proceso y $F_{j'}$ el conjunto de restricciones de desigualdad (e.g. límites físicos de operación o especificación de los productos) las cuales deben satisfacerse por cualquier operación factible.

Para un diseño dado $\Phi = \langle \mathbf{y}^{(fx)}, \mathbf{d}^{(fx)} \rangle$, es decir fijando (fx) las variables de diseño y de existencia, y para cualquier variación de las perturbaciones θ , las variables de control \mathbf{z} son los grados de libertad que presenta el proceso durante la operación y deben acomodarse para satisfacer los objetivos del proceso. Es por esto último que las variables de estado \mathbf{x} pueden escribirse como una función implícita de las variables de control. De esta manera de la ec. 3.7b obtenemos:

$$\mathbf{H}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) = 0, \implies \mathbf{x} = \mathbf{x}(\mathbf{z}, \Phi, \theta) \quad (3.8)$$

eliminando las variables de estado, el proceso puede describirse a partir de un conjunto reducido de desigualdades:

$$\mathbf{F}(\mathbf{x}(\mathbf{z}, \Phi, \theta), \mathbf{z}, \Phi, \theta) = \mathbf{G}(\mathbf{z}, \Phi, \theta) \leq 0 \quad (3.9)$$

la ec. 3.9 determina la región factible e infactible de operación para cada selección de \mathbf{z} cuando Φ y θ son dados. Sin embargo, dado que las variables de control representan los grados de libertad que pueden ajustarse durante la operación, la factibilidad de un Φ y θ requiere que solo exista \mathbf{z} de manera de que se satisfaga $\mathbf{G}(\mathbf{z}, \Phi, \theta) \leq 0$. De esta manera la región R de factibilidad en el espacio de θ queda definida por:

$$R = \{\theta \mid [\exists \mathbf{z} \mid \mathbf{G}(\mathbf{z}, \Phi, \theta) \leq 0]\} \quad (3.10)$$

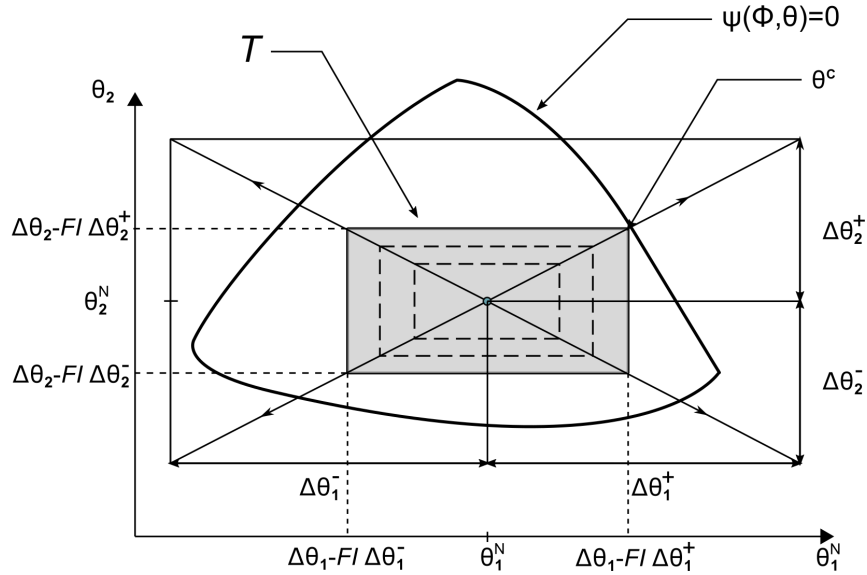


Figura 3.4: Máximo Híper-Rectángulo Escalado $T(IF)$ Inscrito dentro de la región factible.

la flexibilidad tiene por objetivo determinar si el diseño obtenido es capaz o no de operar dentro de un rango de variación T de los parámetros inciertos. Para ello si definimos el rango de variación según:

$$T(\delta) = \{\theta | (\theta^N - \delta \Delta\theta^-) \leq \theta \leq (\theta^N + \delta \Delta\theta^+)\} \quad (3.11)$$

donde δ es una variable no negativa y representa la desviación escalada respecto de las desviaciones esperadas $\Delta\theta^+$ y $\Delta\theta^-$. Es importante observar que si $\delta = 1$, $T(1) = T$ i.e. en este caso $T(\delta)$ es idéntico al rango de variación de parámetros esperado (T). Con esta definición, se ve claramente que para $\delta < 1$ las regiones $T(\delta)$ están incluidas en T , mientras que si $\delta \geq 1$, $T(\delta) \supset T$. De esta manera, definimos el índice de flexibilidad IF como el mayor valor de δ que cumple con la restricción $G(z, \Phi, \theta) \leq 0$. Matemáticamente este problema puede ser formulado como:

$$IF = \max \delta \quad (3.12a)$$

$$\text{s.t. } \forall \theta \in T(\delta) \{ \exists z | G(z, \Phi, \theta) \leq 0 \} \quad (3.12b)$$

$$T(\delta) = \{\theta | (\theta^N - \delta \Delta\theta^-) \leq \theta \leq (\theta^N + \delta \Delta\theta^+)\} \quad (3.12c)$$

en este problema, la primera restricción impone las condiciones de operación factibles para todos los valores de θ que se encuentran dentro del híper-rectángulo T . La interpretación geométrica de este problema se presenta en la Fig. 3.4. En dicha Figura se puede ver que el rectángulo $T(IF)$ es el mayor híper-rectángulo de centro en el punto nominal y que puede ser inscrito en la región de operación esperada. Es decir el índice de flexibilidad permite determinar el rango de variación máximo que puede ser manejado por el diseño. Este rango puede ser expresado según:

$$T(IF) = \{\theta | (\theta^N - IF \Delta\theta^-) \leq \theta \leq (\theta^N + IF \Delta\theta^+)\} \quad (3.13)$$

Un valor $IF = 1$ indica que el diseño tiene exactamente la flexibilidad necesaria para satisfacer las restricciones sobre el conjunto T . En este sentido, un valor de $IF > 1$ implica que el diseño excede los requerimientos de flexibilidad. Por el contrario, un valor $IF < 1$ indica que sólo una fracción de las desviaciones pueden ser manejadas por el diseño, es decir, existen ciertas direcciones y magnitudes de las perturbaciones que el diseño no puede manejar.

[Halemane y Grossmann \(1983b\)](#) mostraron que la condición de factibilidad expresada por la ec. 3.12b es equivalente a:

$$IF = \max \delta \quad (3.14a)$$

$$\text{s.t. } \chi(\Phi) = \max_{\theta \in T(\delta)} \min_z \max_{k' \in K'} G_{k'}(z, \Phi, \theta) \leq 0 \quad (3.14b)$$

$$T(\delta) = \{\theta | (\theta^N - \delta \Delta\theta^-) \leq \theta \leq (\theta^N + \delta \Delta\theta^+)\} \quad (3.14c)$$

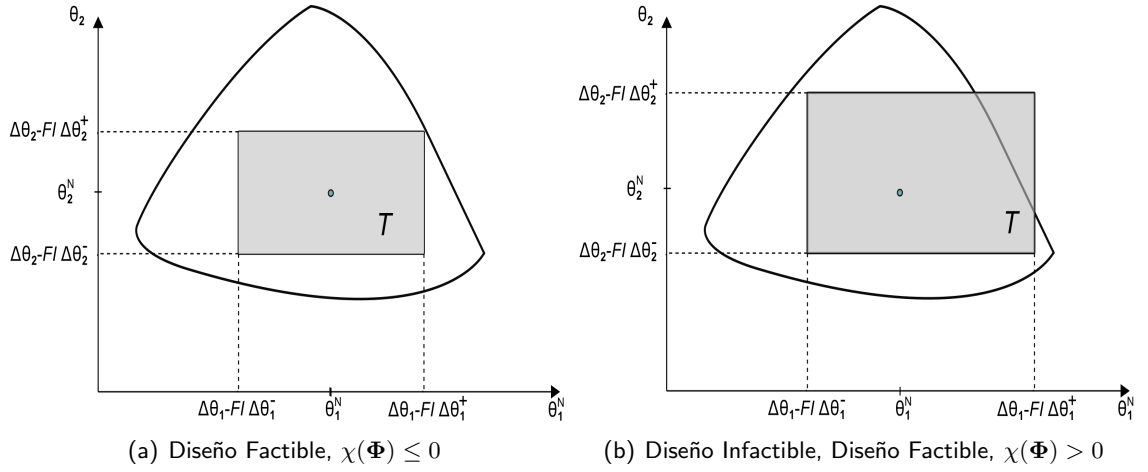


Figura 3.5: Ejemplo de Diseños Factibles e Infactibles Respecto de un Determinado Conjunto de Incertidumbre T .

siendo $\chi(\Phi)$ una medida de factibilidad para el diseño $\Phi = \langle \mathbf{y}^{(fx)}, \mathbf{d}^{(fx)} \rangle$. En este sentido, si $\chi(\Phi) \leq 0$, el diseño Φ es factible para todo $\theta \in T$, ver figura 3.5(a), en caso contrario, es decir si $\chi(\Phi) > 0$ el diseño no es capaz de operar para algunos valores de $\theta \in T$, Fig. 3.5(b). El problema de flexibilidad (ec. 3.14) formulado con la condición de factibilidad (ec. 3.14b) es una optimización max-min-max la cual define un problema no diferenciable. Sin embargo, si dicha condición es reformulada como un problema de optimización de dos niveles (Swaney y Grossmann, 1985):

$$\chi(d) = \max_{\theta \in T} \psi(d, \theta) \quad (3.15a)$$

$$\text{s.t. } \psi(d, \theta) \leq 0 \quad (3.15b)$$

$$\psi(d, \theta) = \min_{\mathbf{z}} u \quad (3.15c)$$

$$\text{s.t. } F_{j'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) \leq u, \quad \forall j' \in J' \quad (3.15d)$$

$$H_{i'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) = 0, \quad \forall i' \in I' \quad (3.15e)$$

el problema de flexibilidad final puede ser reformulado según la siguiente expresión:

$$IF = \max \delta \quad (3.16a)$$

$$\text{s.t. } \psi(d, \theta) = 0 \quad (3.16b)$$

$$\psi(d, \theta) = \min_{\mathbf{z}} u \quad (3.16c)$$

$$\text{s.t. } F_{j'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) \leq u, \quad \forall j' \in J' \quad (3.16d)$$

$$H_{i'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) = 0, \quad \forall i' \in I' \quad (3.16e)$$

$$T(\delta) = \{\theta | (\theta^N - \delta \Delta \theta^-) \leq \theta \leq (\theta^N + \delta \Delta \theta^+)\} \quad (3.16f)$$

Es importante observar que las restricciones $\mathbf{F}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta)$ y $\mathbf{H}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta)$ fueron definidas explícitamente, es decir, no se utilizó la restricción $\mathbf{G}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta)$ proveniente de la eliminación de las variables de estado. Esto facilita la formulación del problema pero produce un aumento en el tamaño del mismo. En la literatura existen varios enfoques para abordar el problema de flexibilidad. En este sentido, para el caso en que la solución se encuentra en uno de los vértices del conjunto de parámetros T , Halemane y Grossmann (1983b) propusieron un método iterativo que tiene por objetivo evaluar $\psi(d, \theta)$ para cada vértice de T y seleccionar el más grande. Posteriormente, Swaney y Grossmann (1985) propusieron dos algoritmos alternativos. El primero se basa en la búsqueda de vértices y el segundo en un esquema de enumeración implícita que evita la búsqueda exhaustiva de todos los vértices. Ambos algoritmos, sin embargo, se basan en la suposición de que la solución global se encuentra en uno de los vértices de la

región T . Grossmann y Floudas (1987b) propusieron una estrategia basada en la descomposición del problema de flexibilidad en subproblemas NLP correspondientes a diferentes conjunto de restricciones activa. El objetivo de esta formulación era poder identificar soluciones que no se encuentren en un vértice de la región. Finalmente, en Floudas et al. (2001) se propuso un enfoque riguroso para resolver la prueba de factibilidad y el problema de índice de flexibilidad garantizando la optimalidad de la solución obtenida en el caso general en el que se presentan restricciones de igualdad y desigualdad no convexas. A continuación se presentarán los fundamentos principales de los métodos de enumeración de vértices (VEM, de su sigla en inglés: "Vertex Enumeration Method") y la estrategia de conjunto activo (ASS, de su sigla en inglés: Active Set Strategy).

Método de Enumeración de Vértices – VEM

Para el caso en que las restricciones son unidimensionales cuasi-convexas (1-DQC, de su sigla en inglés: 1-dimensional quasi-convex) respecto a θ y cuasi-convexas respecto de z , se demostró que el punto crítico θ^C correspondiente con una solución factible del problema dado por la ec. 3.15 coincide con un vértice de la región T (Swaney y Grossmann, 1985). Este comportamiento es representado en la Figura 3.6. Basándonos en esta consideración, se posible resolver el problema de flexibilidad reemplazando la región

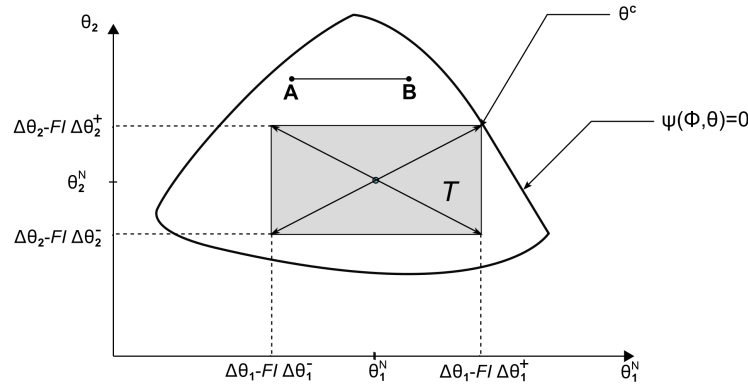


Figura 3.6: Región Unidimensional Convexa.

de variación T por un conjunto finitos de vértices $\theta_V \in V$ en donde $V = \{\theta_V^{k'}, k' \in K_\nu\}$ y $K_\nu = \{1, \dots, 2^{N_\theta}\}$ es el conjunto de índices de los vértices formados por los N_θ parámetros inciertos. La dirección de desviación de θ respecto de su valor nominal puede ser representada incorporando variables binarias $y_{r'}^V$:

$$\Delta\theta_{r'} = -\delta \Delta\theta_{r'}^-(1 - y_{r'}^V) + \delta \Delta\theta_{r'}^+ y_{r'}^V, \quad r' = 1, \dots, N_\theta \quad (3.17a)$$

De esta manera, cuando $y_{r'}^V = 0$ para un valor de r' , la componente $\Delta\theta_{r'}$ será una desviación negativa respecto de su valor nominal, en contrapartida, si $y_{r'}^V = 1$, $\Delta\theta_{r'}$ representará una desviación positiva. Teniendo en cuenta que la solución del problema dado por la ec. 3.15 se obtiene evaluando un conjunto de vértices, la solución del problema de flexibilidad puede ser formulado como:

$$IF = \min_{k' \in K_\nu} \delta^{k'} \quad (3.18a)$$

siendo $\delta^{k'}$ la máxima desviación obtenida para la dirección $\Delta\theta^{k'}$ con $k' \in K_\nu$ y determinada según el siguiente problema:

$$\delta^{k'} = \max_{\delta, \mathbf{x}, \mathbf{z}} \delta \quad (3.19a)$$

$$F_{j'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta_V) \leq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.19b)$$

$$H_{i'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta_V) = 0, \quad \forall i' \in I' \quad (3.19c)$$

$$\theta_V = \theta^N - \delta \Delta\theta^-(1 - \mathbf{y}_{k'}^V) + \delta \Delta\theta^+ \mathbf{y}_{k'}^V \quad (3.19d)$$

$$\delta \geq 0 \quad (3.19e)$$

Basándose en esta formulación [Halemane y Grossmann \(1983b\)](#) propuso un método de búsqueda directa en el cual se enumeran y evalúan los valores obtenidos de δ para cada uno de los vértices, es decir todas las direcciones posibles. Posteriormente, [Swaney y Grossmann \(1985\)](#) propusieron dos algoritmos alternativos para evitar la evaluación exhaustiva de todos los vértices: (i) una búsqueda heurística de vértices y (ii) un método implícito de enumeración. Con el segundo método se busca evitar evaluar todos los vértices de la región T disminuyendo los tiempos de cómputo.

Estrategia de Conjunto Activo – ASS

Como vimos en la sección anterior el VEM supone que los puntos críticos coinciden con vértices de la región T . Esta consideración es válida sólo bajo ciertas circunstancias. En este sentido, cuando las restricciones del problema no son 1-DQC respecto de θ y cuasi-convexos respecto de z la solución puede caer por dentro de la región T . Este comportamiento es representado en la Fig. 3.7.

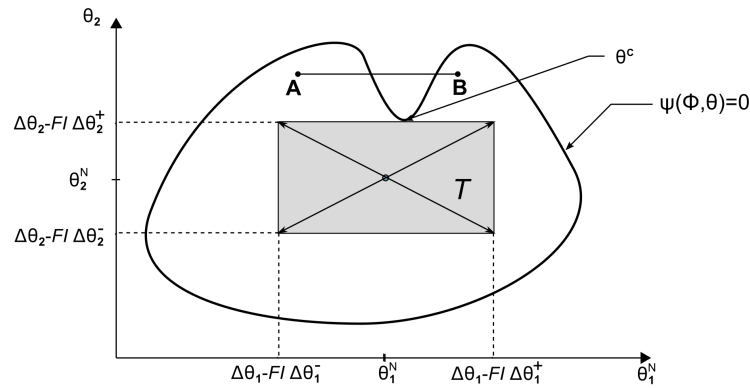


Figura 3.7: Región con un Punto Crítico Diferente a un Vértice de la Región T .

En la bibliografía, existen varios enfoques que tratan de abordar estos tipos de problema. Los mismos se basan en las siguientes ideas:

- Reemplazar el problema de optimización interno (ecs. 3.16c-3.16e) por las condiciones Karush-Kuhn-Tucker (KKT) de optimalidad. Es decir, la condición de factibilidad:

$$\psi(d, \theta) = \min_{\mathbf{z}} u \quad (3.20a)$$

$$\text{s.t. } F_{j'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) \leq u, \quad \forall j' \in J' \quad (3.20b)$$

$$H_{i'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) = 0, \quad \forall i' \in I' \quad (3.20c)$$

es reemplazada por el siguiente conjunto de condiciones:

$$\sum_{j' \in J'} \lambda_{j'} = 1 \quad (3.21a)$$

$$\sum_{j' \in J'} \lambda_{j'} \frac{\partial F_{j'}}{\partial \mathbf{z}} + \sum_{i' \in I'} \mu_{i'} \frac{\partial H_{i'}}{\partial \mathbf{z}} = 0 \quad (3.21b)$$

$$\sum_{j' \in J'} \lambda_{j'} \frac{\partial F_{j'}}{\partial \mathbf{x}} + \sum_{i' \in I'} \mu_{i'} \frac{\partial H_{i'}}{\partial \mathbf{x}} = 0 \quad (3.21c)$$

$$\lambda_{j'} s_{j'} \leq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.21d)$$

$$s_{j'} = u - F_{j'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta), \quad \forall j' \in J' \quad (3.21e)$$

$$\lambda_{j'} \geq 0, \quad s_{j'} \geq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.21f)$$

donde $s_{j'}$ y $\lambda_{j'}$ son las variables de holgura y los multiplicadores de Lagrange, respectivamente, de las j' -ésimas desigualdad y $\mu_{i'}$ representa los multiplicadores de Lagrange asociado a las i' -ésimas restricciones de igualdad.

- Para el problema interno se satisface la siguiente propiedad: Si cada submatriz cuadrada $\sum_{j' \in J'} \lambda_{j'} \frac{\partial F_{j'}}{\partial \mathbf{z}}$, $\forall j' \in J'$, de dimensión $(n_z \times n_z)$, donde n_z es el número de variables de control, es linealmente independiente entonces el número de restricciones activas es igual a $n_z + 1$. Esta propiedad nos permite restringir el número de propiedades activas.
- Se utiliza un conjunto de restricciones para establecer la selección de las restricciones activas. Esto se logra introduciendo variables binarias $y_{j'}^F$, de manera que si $y_{j'}^F = 1$ implica que la restricción $F_{j'}$ está activa y, por el contrario, $y_{j'}^F = 0$ significa que la restricción $F_{j'}$ no se encuentra activa. Con esta consideración, transformamos la restricción no lineal dada por la ec. 3.21d en un conjunto de restricciones lineales controladas:

$$\lambda_{j'} - y_{j'}^F \leq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.22a)$$

$$s_{j'} - M_F(1 - y_{j'}^F) \leq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.22b)$$

$$\sum_{j' \in J'} y_{j'}^F \leq n_z + 1 \quad (3.22c)$$

$$y_{j'}^F = \{0, 1\}, \lambda_{j'} \geq 0, s_{j'} \geq 0, \forall j' \in J' \quad (3.22d)$$

Siendo M_F un límite superior para las variables de holgura $s_{j'}$. Se puede ver que para las restricciones activas se cumple que:

$$y_{j'}^F = 1 \longrightarrow \lambda_{j'} \leq 1, \quad s_{j'} = 0 \quad (3.23)$$

Mientras que para las restricciones inactivas:

$$y_{j'}^F = 0 \longrightarrow \lambda_{j'} = 0, \quad 0 \leq s_{j'} \leq M_F \quad (3.24)$$

Teniendo en cuenta estas consideraciones, el problema de flexibilidad puede ser formulado de la siguiente manera:

$$IF^P = \min_{\mathbf{x}_F, \mathbf{y}_F} \delta \quad (3.25a)$$

$$\text{s.t.} \quad F_{j'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) + s_{j'} = 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.25b)$$

$$H_{i'}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \Phi, \theta) = 0, \quad \forall i' \in I' \quad (3.25c)$$

$$\sum_{j' \in J'} \lambda_{j'} = 1 \quad (3.25d)$$

$$\sum_{j' \in J'} \lambda_{j'} \frac{\partial F_{j'}}{\partial \mathbf{z}} + \sum_{i' \in I'} \mu_{i'} \frac{\partial H_{i'}}{\partial \mathbf{z}} = 0 \quad (3.25e)$$

$$\sum_{j' \in J'} \lambda_{j'} \frac{\partial F_{j'}}{\partial \mathbf{x}} + \sum_{i' \in I'} \mu_{i'} \frac{\partial H_{i'}}{\partial \mathbf{x}} = 0 \quad (3.25f)$$

$$\lambda_{j'} - y_{j'}^F \leq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.25g)$$

$$s_{j'} - M_F(1 - y_{j'}^F) \leq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.25h)$$

$$\sum_{j' \in J'} y_{j'}^F \leq n_z + 1 \quad (3.25i)$$

$$\theta^N - \delta \Delta \theta^- \leq \theta \leq \theta^N + \delta \Delta \theta^+ \quad (3.25j)$$

$$\delta \geq 0, y_{j'}^F = \{0, 1\}, \lambda_{j'} \geq 0, s_{j'} \geq 0, \forall j' \in J' \quad (3.25k)$$

$$\mathbf{x}_F = \langle \mathbf{x}, \mathbf{z}, \mu_{i'}, \lambda_{j'}, \theta, s_{j'}, \delta \rangle, \quad \mathbf{y}_F = \langle y_{j'}^F \rangle$$

donde IF^P es el índice de flexibilidad para la iteración P , las variables binarias $y_{j'}^F$ son usadas para representar la actividad de la restricción de desigualdad j' (cuando $y_{j'}^F = 1$), M_F es un límite superior

de las variables de holgura s_j' , y n_z es el número de variables de control seleccionadas. Es importante observar que los conjuntos \mathbf{x}_F e \mathbf{y}_F incorporan todas las variables continuas y binarias, respectivamente, usadas para optimizar.

Este problema puede ser mixto-entero lineal o no lineal dependiendo de las restricciones. Floudas et al. (2001) propusieron una estrategia de resolución para el caso general en el que el problema presente restricciones no convexas. Dicha estrategia se basa en convexificar las restricciones no convexas generando un problema de flexibilidad aproximado. De este modo se resuelve iterativamente un conjunto de problemas de flexibilidad aproximados y originales con el objetivo de aproximarse a la solución global del problema original y garantizar la calidad de la solución obtenida.

En la siguiente sección se presentará el problema de flexibilidad aplicado a las RICs en el contexto de la metodología propuesta.

Índice de Flexibilidad en RIC

En el contexto de la metodología propuesta, en cada iteración P , se obtiene un diseño específico de la RIC (al cual denominaremos como Φ^P). Este diseño está determinado por los valores de las variables binarias de existencia y variables de diseño obtenidas en cada iteración P de la formulación multiperíodos ($\Phi^P = \langle \mathbf{y}^{(fx)}, \mathbf{d}^{(fx)} \rangle^P$). Utilizando este diseño Φ^P se seleccionan un subconjunto de ecuaciones de igualdad I' ($\mathbf{H}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \Phi^P, \theta_p) = 0$) y de desigualdad J' ($\mathbf{F}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \Phi^P, \theta_p) \leq 0$) de las ecs. 3.3b y 3.3c, con el objetivo de representar la región factible de operación de las redes. De esta forma, la región de operación queda definida por el sistema de ecuaciones 3.26 y 3.27. Cabe destacar, que las variables de decisión definidas por el diseño Φ^P son fijas en este problema y se representan con el superíndice '(fx)'.

$$\mathbf{H}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \Phi^P, \theta_p) = \left\{ \begin{array}{l} \sum_{\forall j \in J} q_{i,j,k}^p - F_{h_i}^p(t_{h_i,k}^p - t_{h_i,k+1}^p) \\ \sum_{\forall i \in I} q_{i,j,k}^p - F_{c_j}^p(t_{c_j,k}^p - t_{c_j,k+1}^p) \\ q_{cu_i}^p - F_{h_i}^p(t_{h_i,N_T+1}^p - T_{hout_i}) \\ q_{hu_j}^p - F_{c_j}^p(T_{cout_j} - t_{c_{j,1}}^p) \\ T_{hin_i}^p - t_{h_{i,1}}^p \\ T_{cin_j}^p - t_{c_{j,N_T+1}}^p \\ q_{i,j,k}^p \quad (\text{if } y_{i,j,k}^{(fx)} = 0) \\ q_{cu_i}^p \quad (\text{if } y_{cu_i}^{(fx)} = 0) \\ q_{hu_j}^p \quad (\text{if } y_{hu_j}^{(fx)} = 0) \\ \forall i \in I, \quad j \in J, \quad k \in K \end{array} \right\} = 0 \quad (3.26)$$

$$\mathbf{F}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \Phi^P, \theta_p) = \left\{ \begin{array}{l} t_{h_{i,k+1}}^p - t_{h_{i,k}}^p \\ t_{c_{j,k+1}}^p - t_{c_{j,k}}^p \\ T_{hout_i} - t_{h_{i,N_T+1}}^p \\ t_{c_{j,1}}^p - T_{cout_j} \\ \Delta T_{min} + t_{c_{j,k}}^p - t_{h_{i,k}}^p \quad (\text{if } y_{i,j,k}^{(fx)} = 1) \\ \Delta T_{min} + t_{c_{j,k+1}}^p - t_{h_{i,k+1}}^p \quad (\text{if } y_{i,j,k}^{(fx)} = 1) \\ \Delta T_{min} + T_{cuout} - t_{h_{i,N_T+1}}^p \quad (\text{if } y_{cu_i}^{(fx)} = 1) \\ \Delta T_{min} + t_{c_{j,1}}^p - T_{huout} \quad (\text{if } y_{hu_j}^{(fx)} = 1) \\ \forall i \in I, \quad j \in J, \quad k \in K \end{array} \right\} \leq 0 \quad (3.27)$$

Como se observó en la Sec. 3.2.2 es posible calcular el índice de flexibilidad a partir de un sistema formado por un subconjunto de ecuaciones relevantes de las ecs. 3.3b y 3.3c. Este sistema se forma eliminando ecuaciones que son redundantes o combinaciones lineales de otras. De esta manera, el sistema formado por las ecs. 3.26 y 3.27 representa la región factible de operación del diseño obtenido. De esta

3.2. Metodología Secuencial Propuesta y Estrategia de Optimización

forma, cuando sólo existe variación de la temperatura de entrada a la RIC, el conjunto de restricciones es 1-DQC respecto a θ y convexas respecto a \mathbf{z} y por lo tanto puede utilizarse el VEM para resolver el índice de flexibilidad del diseño obtenido. Para ello, dado un conjunto de vértices $V = \{\theta^{k'}, k' \in K_\nu\}$ en donde $K_\nu = \{1, \dots, 2^{N_\theta}\}$ es el conjunto de índices de los vértices formados por los $N_\theta = N_H + N_C$ perturbaciones a la red, es decir, todas las posibles variaciones en las temperaturas de entrada a la RIC de las N_H corrientes calientes y N_C corrientes frías. La formulación del problema FI-M – VEM que permite calcular el índice de flexibilidad para la iteración p es presentada en la ec. 3.28.

Problema FI-M – VEM:

$$IF^P = \min_{k' \in K_\nu} \delta^{k'} \quad (3.28a)$$

siendo $\delta^{k'}$ la máxima desviación obtenida para la dirección $\Delta\theta^{k'}$, $k' \in K_\nu$ y determinada según el siguiente problema:

$$\delta^{k'} = \max_{\mathbf{x}_F, \mathbf{y}_F} \delta \quad (3.29a)$$

$$F_{j'}(\mathbf{x}_{P+1}, \mathbf{z}_{P+1}, \Phi^P, \theta_{P+1}^*) \leq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.29b)$$

$$H_{i'}(\mathbf{x}_{P+1}, \mathbf{z}_{P+1}, \Phi^P, \theta_{P+1}^*) = 0, \quad \forall i' \in I' \quad (3.29c)$$

$$\theta_{P+1}^* = \theta_1 - \delta \Delta\theta^- (1 - \mathbf{y}_{k'}^V) + \delta \Delta\theta^+ \mathbf{y}_{k'}^V \quad (3.29d)$$

$$\delta \geq 0 \quad (3.29e)$$

$$\mathbf{x}_F = \langle \mathbf{x}_{P+1}, \mathbf{z}_{P+1}, \theta_{P+1}^*, \delta \rangle, \quad \mathbf{y}_F = \langle \mathbf{y}_{k'}^V \rangle$$

Por otro lado, cuando existe variaciones simultáneas de las temperaturas y los flujos caloríficos a la entrada de la RIC el problema deja de ser 1-DQC respecto de θ y cuasi-convexo respecto a \mathbf{z} y por lo tanto debe resolverse el problema utilizando la estrategia ASS. La formulación del problema FI-M – ASS es presentada en la ec. 3.30.

Problema FI-M – ASS:

$$IF^P = \min_{\mathbf{x}_F, \mathbf{y}_F} \delta \quad (3.30a)$$

$$\text{s.t. } F_{j'}(\mathbf{x}_{P+1}, \mathbf{z}_{P+1}, \Phi^P, \theta_{P+1}^*) + s_{j'} = 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.30b)$$

$$H_{i'}(\mathbf{x}_{P+1}, \mathbf{z}_{P+1}, \Phi^P, \theta_{P+1}^*) = 0, \quad \forall i' \in I' \quad (3.30c)$$

$$\sum_{j' \in J'} \lambda_{j'} = 1 \quad (3.30d)$$

$$\sum_{j' \in J'} \lambda_{j'} \frac{\partial F_{j'}}{\partial \mathbf{z}_{P+1}} + \sum_{i' \in I'} \mu_{i'} \frac{\partial H_{i'}}{\partial \mathbf{z}_{P+1}} = 0 \quad (3.30e)$$

$$\sum_{j' \in J'} \lambda_{j'} \frac{\partial F_{j'}}{\partial \mathbf{x}_{P+1}} + \sum_{i' \in I'} \mu_{i'} \frac{\partial H_{i'}}{\partial \mathbf{x}_{P+1}} = 0 \quad (3.30f)$$

$$\lambda_{j'} - y_{j'}^F \leq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.30g)$$

$$s_{j'} - M_F(1 - y_{j'}^F) \leq 0, \quad \forall j' \in J' \quad (3.30h)$$

$$\sum_{j' \in J'} y_{j'}^F \leq n_z + 1 \quad (3.30i)$$

$$\theta_1 - \delta \Delta\theta^- \leq \theta_{P+1}^* \leq \theta_1 + \delta \Delta\theta^+ \quad (3.30j)$$

$$\delta \geq 0, y_{j'}^F = \{0, 1\}, \lambda_{j'} \geq 0, s_{j'} \geq 0, \forall j' \in J' \quad (3.30k)$$

$$\mathbf{x}_F = \langle \mathbf{x}_{P+1}, \mathbf{z}_{P+1}, \mu_{i'}, \lambda_{j'}, \theta_{P+1}^*, s_{j'}, \delta \rangle, \quad \mathbf{y}_F = \langle y_{j'}^F \rangle$$

En ambos problemas IF^P representa el índice de flexibilidad para la iteración P . En este sentido, se considerará que un diseño es flexible si su índice de flexibilidad (IF) es igual o mayor a uno, i.e. el diseño es capaz de operar dentro de todo el rango de variación esperado. Por otro lado, el significado de θ_p^*

es equivalente a θ_p definido para el problema de síntesis. Sin embargo, θ_p^* es una variable continua en el problema FI-M, mientras que θ_p es un parámetro en el problema de síntesis. Las variables θ_p^* se obtienen resolviendo el problema IF-M y se usan para calcular los parámetros θ_p necesarios para la formulación multiperíodo. Finalmente, es importante mencionar que en este capítulo para calcular la región factible de operación de todos los ejemplos se considerarán todas las entradas a la RIC como variables manipuladas (\mathbf{z}_{P+1}). Con esta consideración, la región factible resultante, es la mayor región de operación en la que puede operar el diseño y el índice de flexibilidad obtenido es el más grande. Una discusión más detallada sobre este apartado es presentada en el Cap. 6.

Sustituyendo las ecs. 3.26 y 3.27 en las formulaciones presentadas en las ecs. 3.29 y 3.30 es posible resolver el modelo FI-M. En ambas formulaciones se puede observar que la flexibilidad se calcula respecto del punto nominal de operación ($\theta_1 = \theta_N$) ya que el objetivo del problema FI-M es obtener la máxima desviación posible por el diseño respecto de este punto. En este sentido, δ representa la fracción de las máximas perturbaciones esperadas ($\Delta\theta^+$, $\Delta\theta^-$) soportada por el diseño. Finalmente, es posible identificar en cada iteración P un nuevo punto crítico θ_{P+1} basándonos en la solución obtenida por FI-M. Para calcular el nuevo punto de operación utilizado en la formulación multiperíodo se incorpora un pequeño incremento a θ_{P+1}^* en la dirección Γ definida por la variación del punto crítico respecto del punto nominal (i.e., $\theta_{P+1} = \theta_{P+1}^* + \Gamma\epsilon$).

3.2.3. Estrategia de Optimización

La estrategia de optimización propuesta por Björk y Westerlund (2002) es aplicada en esta sección. Para ello, los términos no convexos de A1-M son reemplazados por aproximaciones convexas con el objetivo de garantizar la optimalidad de la solución del problema. Es decir, los términos signomiales presentes en las ecs. 3.4 a 3.6 son reemplazados por convexificaciones. El nuevo problema es una relajación de la región factible (i.e., una aproximación) del problema original. A partir de esta nueva formulación y resolviendo una secuencia de subproblemas originales y aproximados puede encontrarse una solución óptima del problema. Las soluciones óptimas de estos subproblemas se convierten en límites superiores e inferiores del modelo A1-M, los mismos son representados por $A1_{ub}^{P,L}$ y $A1_{lb}^{P,L}$, respectivamente. Mientras que el índice P representa las iteraciones del procedimiento de síntesis flexible, el índice L es introducido para indicar las iteraciones de la estrategia de optimización requeridas para resolver cada modelo A1-M. En este sentido, en cada iteración L se resuelve un modelo aproximado, y, en función de su solución se evalúa el modelo original. A partir de la solución del problema aproximado se agrega un nuevo punto a la grilla. Este nuevo punto produce una aproximación más precisa y genera que se obtenga un límite inferior más cercano a la solución óptima del problema original. Se continua resolviendo esta secuencia hasta que se cumple el criterio de convergencia definido como la diferencia entre el límite inferior ($A1_{lb}^{P,L}$) y el mejor límite superior (denominado como $A1_{ub}^{P,*}$) obtenidos en cada iteración L . Para resolver cada problema aproximado se utilizó la técnica de outer-approximation propuesta por Viswanathan y Grossmann (1990). Esta estrategia está basada en resolver una serie de subproblemas de programación mixta-entera lineal (MILP) y de programación no lineal (NLP) con el objetivo de obtener límites inferiores y superiores del problema relajado (referenciados como $A2_{lb}^{P,L}$ y $A2_{ub}^{P,L}$, respectivamente). En la siguiente sección se realiza una breve revisión de la técnica de convexificación y la estrategia de outer-approximation utilizadas en este trabajo.

Convexicación de los Términos Signomiales

La idea principal es convexificar los términos signomiales $q/(a^{\frac{1}{\beta}})$ presentes en el modelo. Para ello se considerará la transformación $q = \exp(Q)$. Los términos no convexos son reemplazados por la siguiente expresión:

$$\frac{q}{a^{1/\beta}} = \frac{\exp(Q)}{a^{1/\beta}} \quad (3.31)$$

que es convexa en \mathbb{R}^+ . Sin embargo la función inversa:

$$Q = \ln(q) \quad (3.32)$$

sigue siendo no convexa y, por lo tanto, es necesario utilizar una representación lineal por partes de la ecuación 3.32 para convexificar el modelo. Esta representación lineal por partes es una subestimación del $\ln(q)$ y por lo tanto proporciona un valor aproximado de Q . La solución obtenida del problema convexificado será una aproximación del problema original. Esta aproximación será exacta si los valores de Q son equivalentes a los valores de los puntos grillas (i.e., coinciden con los límites de algún intervalo de la aproximación por partes). La estructura general del modelo convexo aproximado se muestra en la ec. 3.33.

Problema A2-M:

$$A2^{P,L} = \min_{\mathbf{x}_C, \mathbf{y}_C} \mathbf{c}_f \mathbf{y} + \mathbf{c}_d \mathbf{d} + \sum_{p=1}^P C(\mathbf{z}_p) \quad (3.33a)$$

$$\text{s.t. } \mathbf{A}\mathbf{y} + \mathbf{B}\mathbf{y}'_p + \mathbf{h}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) = 0, \quad (3.33b)$$

$$\mathbf{C}\mathbf{y} + \mathbf{D}\mathbf{y}'_p + \mathbf{f}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) \leq 0, \quad (3.33c)$$

$$\mathbf{g}^c(\mathbf{x}_p, \mathbf{d}\mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) \leq 0, \quad (3.33d)$$

$$\mathbf{D}_L(\mathbf{z}_p, \mathbf{d}\mathbf{z}_p, \mathbf{w}_p) = 0, \quad (3.33e)$$

$$\mathbf{x}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{x}_p \leq \mathbf{x}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{x}_p \in \mathbb{R}^n \quad (3.33f)$$

$$\mathbf{z}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{z}_p \leq \mathbf{z}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{z}_p \in \mathbb{R}^q, \quad (3.33g)$$

$$\mathbf{d}\mathbf{z}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{d}\mathbf{z}_p \leq \mathbf{d}\mathbf{z}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{d}\mathbf{z}_p \in \mathbb{R}^{q \times L}, \quad (3.33h)$$

$$\mathbf{d}^{\text{LO}} \leq \mathbf{d} \leq \mathbf{d}^{\text{UP}}, \quad \mathbf{d} \in \mathbb{R}^q \quad (3.33i)$$

$$\mathbf{y} \in \{0, 1\}^q, \quad \mathbf{y}'_p \in \{0, 1\}^q, \quad \mathbf{w}_p \in \{0, 1\}^{q \times L} \quad (3.33j)$$

$$\forall p = 1, \dots, P \quad (3.33k)$$

$$\mathbf{x}_C = \langle \mathbf{x}_p, \mathbf{d}\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}\mathbf{z}_p, \mathbf{d} \rangle, \quad \mathbf{y}_C = \langle \mathbf{y}, \mathbf{y}'_p, \mathbf{w}_p \rangle$$

En la ec. 3.33, $A2^{P,L}$ es el valor de la función objetivo económica para las iteraciones P y L , considerando P puntos de operación dentro del problema de síntesis flexibles y L puntos grillas para la recta de aproximación por tramos. Este valor representa un límite inferior para el modelo original y, por lo tanto, es usado para determinar $A1_{\text{lb}}^{P,L}$. La función $\mathbf{D}_L(\mathbf{z}_p, \mathbf{d}\mathbf{z}_p, \mathbf{w}_p)$ representa la ecuación de relajación por partes, donde la matriz $\mathbf{d}\mathbf{z}_p \in \mathbb{R}^{q \times L}$ incluye las nuevas variables continuas (Q) y $\mathbf{w}_p \in \{0, 1\}^{q \times L}$ son las variables binarias asociadas a la selección de los intervalos de la grilla. Estas nuevas variables son definidas para cada intercambio de calor posible y para cada intervalo de la grilla $l = 1, \dots, L$. En la ec. 3.33d, es importante observar que las restricciones no convexas \mathbf{g} son reemplazadas por su contraparte convexa \mathbf{g}^c . Las variables \mathbf{x}_C y \mathbf{y}_C agregan todas las variables continuas y binarias de optimización, respectivamente. En cada iteración L , se adiciona un nuevo punto grilla a partir de la solución del problema aproximado previamente resuelto. De esta manera, el nuevo problema se aproxima mejor a la solución óptima del problema original y el límite inferior ($A1_{\text{lb}}^{P,L}$) aumenta. El gap entre el límite inferior y el mejor límite superior ($A1_{\text{ub}}^{P,*}$) es usado como criterio de detención del algoritmo. Es importante destacar que el tamaño del problema A2-M aumenta cuando más períodos (P) o más puntos grillas (L) son considerados dentro de la formulación. Todas las restricciones del modelo A2-M son presentadas en el Apéndice A.2. Para resolver cada modelo A2-M utilizamos un procedimiento de outer-approximation y, es por ello, que una breve descripción de la estrategia es presentada en la siguiente sección.

Procedimiento de Outer-Approximation

En este capítulo se usa una estrategia de optimización MINLP basada en el algoritmo de AP/OA/ER (de sus siglas en inglés Augmented-Penalty-function/Outer-Approximation/Equality-Relaxation) presentada por [Viswanathan y Grossmann \(1990\)](#) para resolver cada modelo A2-M. El número de iteraciones del procedimiento de outer-approximation es representado con el conjunto R . El algoritmo comienza ($R = 0$) resolviendo un problema MINLP relajado dado por la ec. 3.33, si la solución obtenida no es

entera, entonces, se resuelve una secuencia de problemas maestros MILP y subproblemas NLP. Los funcionales objetivos de los problemas MILP y NLP son límites inferiores ($A2_{lb}^{P,L,R}$) y superiores ($A2_{ub}^{P,L,R}$), respectivamente de la formulación A2-M para cada iteración R . Teniendo en cuenta una iteración de la formulación multiperíodo (P) y una aproximación (L), el subproblema NLP se obtiene de la formulación A2-M fijando las variables binarias ($\mathbf{y}_C^R = \langle \mathbf{y}^R, \mathbf{y}_p'^R, \mathbf{w}_p^R \rangle$) ^{P,L} obtenidas en la iteración R . La formulación del subproblema NLP se muestra en la ec. 3.34.

Problema A2-NLP:

$$A2_{ub}^{P,L,R} = \min_{\mathbf{x}_C} \mathbf{c}_f \mathbf{y}^R + \mathbf{c}_d \mathbf{d} + \sum_{p=1}^{N_P} C(\mathbf{z}_p) \quad (3.34a)$$

$$\text{s.t. } \mathbf{A} \mathbf{y}^R + \mathbf{B} \mathbf{y}_p'^R + \mathbf{h}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) = 0, \quad (3.34b)$$

$$\mathbf{C} \mathbf{y}^R + \mathbf{D} \mathbf{y}_p'^R + \mathbf{f}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) \leq 0, \quad (3.34c)$$

$$\mathbf{g}^c(\mathbf{x}_p, \mathbf{d} \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) \leq 0, \quad (3.34d)$$

$$\mathbf{D}_L(\mathbf{z}_p, \mathbf{d} \mathbf{z}_p, \mathbf{w}_p^R) = 0, \quad (3.34e)$$

$$\mathbf{x}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{x}_p \leq \mathbf{x}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{x}_p \in \mathbb{R}^n \quad (3.34f)$$

$$\mathbf{z}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{z}_p \leq \mathbf{z}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{z}_p \in \mathbb{R}^q, \quad (3.34g)$$

$$\mathbf{d} \mathbf{z}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{d} \mathbf{z}_p \leq \mathbf{d} \mathbf{z}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{d} \mathbf{z}_p \in \mathbb{R}^{q \times L}, \quad (3.34h)$$

$$\mathbf{d}^{\text{LO}} \leq \mathbf{d} \leq \mathbf{d}^{\text{UP}}, \quad \mathbf{d} \in \mathbb{R}^q \quad (3.34i)$$

$$\forall p = 1, \dots, P \quad (3.34j)$$

$$\mathbf{x}_C = \langle \mathbf{x}_p, \mathbf{d} \mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d} \mathbf{z}_p, \mathbf{d} \rangle,$$

Las variables de decisión binaria (\mathbf{y}_C^R) son obtenidas a partir de resolver el problema maestro MILP, que es generado de la anterior solución NLP. Si \mathbf{x}_C^0 es la solución del MINLP relajado y \mathbf{x}_C^r , con $r = 1, \dots, R-1$, son las soluciones previamente obtenidas del problema NLP al fijar las variables de decisión binarias \mathbf{y}_C^r , entonces el MILP que se utiliza para determinar el vector de binarias \mathbf{y}_C^R es representado en la ec. 3.35.

Problema A2-MIP:

$$A2_{lb}^{P,L,R} = \min_{\mathbf{x}_C, \mathbf{y}_C} \mathbf{c}_f \mathbf{y} + \alpha + \sum_{r=0}^{R-1} \mathbf{w} \mathbf{k}_r s_r \quad (3.35a)$$

$$\text{s.t. } \mathbf{A} \mathbf{y} + \mathbf{B} \mathbf{y}_p' + \mathbf{h}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) = 0, \quad (3.35b)$$

$$\mathbf{C} \mathbf{y} + \mathbf{D} \mathbf{y}_p' + \mathbf{f}(\mathbf{x}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) \leq 0, \quad (3.35c)$$

$$\mathbf{g}^c(\mathbf{x}_p^r, \mathbf{d} \mathbf{z}_p^r, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p) + \nabla \mathbf{g}^c(\mathbf{x}_p^r, \mathbf{d} \mathbf{z}_p^r, \mathbf{d}, \boldsymbol{\theta}_p)^T \begin{bmatrix} (\mathbf{x}_p - \mathbf{x}_p^r) \\ (\mathbf{d} \mathbf{z}_p - \mathbf{d} \mathbf{z}_p^r) \end{bmatrix} \leq s_r, \quad (3.35d)$$

$$\mathbf{D}_L(\mathbf{z}_p, \mathbf{d} \mathbf{z}_p, \mathbf{w}_p) = 0, \quad (3.35e)$$

$$\mathbf{c}_d \mathbf{d} + \sum_{p=1}^P C(\mathbf{z}_p) - \alpha \leq 0, \quad (3.35f)$$

$$(2 \mathbf{y}^r - \mathbf{1}_m) \mathbf{y} - |\mathbf{y}^r|_1 + \sum_{p=1}^P \left[(2 \mathbf{y}_p'^r - \mathbf{1}_m) \mathbf{y}_p' - |\mathbf{y}_p'^r|_1 \right] +$$

$$\sum_{p=1}^P \phi \left([2 \mathbf{w}_p^r - \mathbf{1}_{q \times L}] \otimes \mathbf{w}_p - \mathbf{w}_p^r \right) + 1 \leq 0 \quad (r \neq 0), \quad (3.35g)$$

$$\mathbf{x}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{x}_p \leq \mathbf{x}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{x}_p \in \mathbb{R}^n \quad (3.35h)$$

$$\mathbf{z}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{z}_p \leq \mathbf{z}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{z}_p \in \mathbb{R}^q, \quad (3.35i)$$

$$\mathbf{d} \mathbf{z}_p^{\text{LO}} \leq \mathbf{d} \mathbf{z}_p \leq \mathbf{d} \mathbf{z}_p^{\text{UP}}, \quad \mathbf{d} \mathbf{z}_p \in \mathbb{R}^{q \times L}, \quad (3.35j)$$

$$\mathbf{d}^{\text{LO}} \leq \mathbf{d} \leq \mathbf{d}^{\text{UP}}, \quad \mathbf{d} \in \mathbb{R}^q \quad (3.35k)$$

$$\mathbf{s}_r \geq 0, \quad \mathbf{s}_r \in \mathbb{R}^m \quad (3.35l)$$

$$\mathbf{y} \in \{0, 1\}^q, \quad \mathbf{y}'_p \in \{0, 1\}^q, \quad \mathbf{w}_p \in \{0, 1\}^{q \times L} \quad (3.35m)$$

$$\forall p = 1, \dots, P, \quad \forall r = 0, \dots, R - 1 \quad (3.35n)$$

$$\mathbf{x}_C = \langle \mathbf{x}_p, \mathbf{dx}_p, \mathbf{z}_p, \mathbf{dz}_p, \mathbf{d} \rangle, \quad \mathbf{y}_C = \langle \mathbf{y}, \mathbf{y}'_p, \mathbf{w}_p \rangle$$

En la ec. 3.35, los parámetros $\mathbf{wk}_r = [wk_{r,\kappa}]$ son los pesos asociados a las variables de holgura \mathbf{s}_r . Estos parámetros deben satisfacer la condición $wk_{r,\kappa} > |\mu_{r,\kappa}|$, donde $\mu_{r,\kappa}$ son los multiplicadores KKT asociados con la κ -ésima desigualdad y obtenido del problema NLP resuelto en la iteración r .

Entre dos R -ésimas iteraciones consecutivas, nuevas linealizaciones (ec. 3.35d) y cortes enteros (ec. 3.35g) son incorporados en cada formulación A2-MIP y, de esta manera, los límites inferiores $A2^{P,L}$ se ven incrementados. Estos cortes enteros son introducidos para eliminar soluciones enteras previamente determinadas $(\mathbf{y}_C^1)^{L,P}, (\mathbf{y}_C^2)^{L,P}, \dots, (\mathbf{y}_C^{R-1})^{L,P}$. En la ec. 3.35g $\mathbf{1}_s$ es el vector/matriz de unos de tamaño s , \otimes es el producto de Hadamard (producto elemento-elemento), $|\cdot|_1$ es la norma uno de los vectores y la función $\phi(\cdot)$ es la sumatoria elemento-elemento entre matrices (para los vectores binarios, es importante observar que $|\cdot|_1$ es también la sumatoria elemento-elemento). Una observación importante es que la técnica de convexificación aplicada para obtener el modelo A2-M garantiza que las soluciones de las formulaciones A2-MIP sean un límite inferior válido de la función objetivo del problema relajado. Dado que los cortes enteros son incorporados en cada iteración, el algoritmo se detiene cuando el límite inferior supera al mejor límite superior (denominado como $A2_{\text{ub}}^{P,L,*}$). Cuando se produce el cruce, el mejor límite superior obtenido por la estrategia OA es la solución final de la actual formulación A2-M. Además, este límite superior es también el límite inferior del modelo original (A1-M) ya que el modelo A2-NLP es equivalente al problema A2-M con la variables de decisión fijas, de esta forma, $A1_{\text{lb}}^{P,L} = A2_{\text{ub}}^{P,L,*}$. Es importante recordar que es necesario resolver una secuencia de MILP y NLP para cada período (P) y cada relajación (L) para obtener esta solución.

3.2.4. Algoritmo

En los párrafos siguientes se presenta una descripción detallada paso por paso del procedimiento propuesto (Fig. 3.1):

■ Paso A: Modelo Multiperíodo de Síntesis

Paso A-1: Fijar $P = 1$ para considerar las condiciones de operación nominales de las temperaturas y los flujos caloríficos de entrada.

Paso A-2: Resolver la formulación multiperíodo simultánea de síntesis utilizando una estrategia de optimización con el objetivo de garantizar la optimalidad de la solución obtenida. Se resuelve una secuencia de modelos aproximados (A2-M) y se evalúan las formulaciones originales (A1-M) para obtener el límite inferior ($A1_{\text{lb}}^{P,L}$) y el límite superior ($A1_{\text{ub}}^{P,L}$) de la solución del problema original.

■ Paso B: Optimización basada en la estrategia de convexificación

Paso B-1: Fijar $L = 1$, definir la grilla para las variables que definen el intercambio de calor $(q_{i,j,k}^p, qcu_i^p, qhu_j^p)$, y establecer $A1_{\text{ub}}^{P,*} = \infty$.

Paso B-2: Metodología de Outer-Approximation

La metodología de Outer-Approximation es usada para resolver el modelo A2-M. La solución del modelo es un límite inferior ($A1_{\text{lb}}^{P,L}$) de la solución óptima del problema.

Paso B-2.1: Resolver el problema MINLP relajado (A2-M relajado) con el objetivo de determinar un punto KKT $(\mathbf{x}_C^0, \mathbf{y}_C^0)$. Si \mathbf{y}_C^0 es entera entonces se encontró la solución óptima, ir al paso B-3. En caso contrario, establecer $R = 1$, $A2_{\text{ub}}^{P,L,*} = \infty$, y continuar con el paso B-2.2.

Paso B-2.2: Resolver el problema maestro MIP (A2-MIP) con el objetivo de encontrar el vector de variables binarias y_C^R cuya función objetivo es z_{lb}^R . La solución es un límite inferior del problema relajado, establecer $A2_{lb}^{P,L,R} = z_{lb}^R$.

Paso B-2.3: Resolver el subproblema NLP (A2-NLP), con el objetivo de determinar el punto KKT (x_C^R) cuya función objetivo es z_{ub}^R se fija el vector de variables binarias y_C^R . Si el subproblema NLP es infactible establecer $FLAG = 0$. Si el NLP es factible entonces la solución obtenida es un límite superior del problema relajado, establecer $A2_{ub}^{P,L,R} = z_{ub}^R$, $FLAG = 1$.

Paso B-2.4: (a) Si $FLAG = 1$, determinar si $A2_{lb}^{P,L,R} \geq A2_{ub}^{P,L,*}$ (i.e., el límite inferior actual es más grande que el mejor límite superior). Si se cumple esta condición, la solución óptima de la formulación A2-M es el mejor límite superior ($A2_{ub}^{P,L,*}$), detenerse e ir al Paso B-3. En caso contrario, establecer el mejor límite superior $A2_{ub}^{P,L,*} = \min[A2_{ub}^{P,L,R}, A2_{ub}^{P,L,*}]$, incorporar la correspondiente linealización (ec. 3.35d) para mejorar la aproximación de las funciones no lineales, incorporar los cortes enteros (ec. 3.35g) para eliminar soluciones enteras ya encontradas (y_C^R), establecer $R = R + 1$, y retornar al Paso B-2.2. (b) Si $FLAG = 0$, establecer $R = R + 1$ y regresar al Paso B-2.2 incorporando los correspondientes cortes enteros (ec. 3.35g).

Notar: El mejor límite superior es un límite inferior del problema original, ya que la formulación A2-M es una aproximación de A1-M. Por lo tanto, $A1_{lb}^{P,L} = A2_{ub}^{P,L,*}$.

Paso B-3: Fijar las variables que establecen el intercambio de calor y evaluar la formulación A1-M. La solución del modelo es un límite superior ($A1_{ub}^{P,L}$) de la solución óptima del problema original.

Paso B-4: Si $A1_{lb}^{P,L}$ se encuentra lo suficientemente cerca de $A1_{ub}^{P,*}$ $|1 - A1_{lb}^{P,L}/A1_{ub}^{P,*}| \leq \varepsilon$, entonces establecer $A1^P = A1_{ub}^{P,*}$, terminar e ir al Paso C. Se encontró la red óptima de intercambio calórico con un costo total anual (TAC) igual a $A1^P$. En caso contrario, establecer el mejor límite superior como $A1_{ub}^{P,*} = \min[A1_{ub}^{P,*}, A1_{ub}^{P,L}]$, fijar $L = L + 1$, y retornar al Paso B-2 incorporando un nuevo punto grilla según la solución obtenida del último problema A1-M.

■ Paso C: Evaluación del Índice de Flexibilidad

Paso C-1: Resolver el problema de índice de flexibilidad (IF). Si existe sólo variaciones de temperatura de entrada a la RIC utilizar la metodología de VEM o la metodología de ASS con el objetivo de calcular un nuevo punto de operación, en el caso de que también exista variaciones de los flujos caloríficos de las corrientes de entrada utilizar sólo la metodología ASS con el mismo fin.

Paso C-2: Si IF es mayor a 1, se encontró la red de intercambio calórico flexible, detenerse. En caso contrario, establecer $P = P + 1$, y adicionar el último punto crítico obtenido por el problema de flexibilidad en la formulación multiperíodo (es decir, nuevas condiciones de temperaturas y flujos caloríficos de entrada) y regresar al paso A-2.

3.3. Casos de Estudio

Tres casos de estudio obtenidos de la literatura son presentados en esta sección con el objetivo de ilustrar las diferentes etapas de la estrategia. La Sección 3.3.1 se centra en la metodología de optimización y la estrategia de outer-approximation aplicada al problema Synflex. En dicha Sección, se muestra la relación existente entre los diferentes subproblemas. Finalmente, en la Sección 3.3.2 la solución obtenida con la estrategia propuesta es comparada con la solución de diferentes solvers reconocidos. Los modelos FI-M, A1-M, A2-NLP y A2-MIP son formulados usando GAMS v24.5. El algoritmo propuesto fue implementado utilizando Matlab y una interface entre Matlab-GAMS se implementó para evaluar los diferentes modelos (i.e., el subproblema de diseño multiperíodo, el modelo de índice de flexibilidad). Se utilizó CPLEX 12.6 y CONOPT 3 para resolver los subproblemas A2-MIP y A2-NLP, respectivamente. Por otro lado, se empleó BARON 15.9 para evaluar el modelo A1-M y resolver el problema FI-M (MINLP). Todos los

3.3. Casos de Estudio

modelos fueron resueltos utilizando una maquina Intel Core i7 3.4 GHz con 8 GB of RAM. Los principales datos que describen los problemas de síntesis de RIC se presentan en las Tablas 3.1, 3.2 y 3.3. Mientras que los ejemplos 1 y 3 se toman del trabajo presentado por Björk y Westerlund (2002), el ejemplo 2 se extrae de Chen y Hung (2007). Los casos de estudio se analizaron teniendo en cuenta el aumento de tamaño y la complejidad, siendo el último problema presentado el más grande y más complejo. En todos los ejemplos el caso A considera sólo cambios de las temperaturas de entrada, mientras que el caso B incorpora cambios en los flujos caloríficos. Los ejemplos 1-A, 1-B y 2-B se tratan con más detalle en las siguientes secciones.

Cuadro 3.1: Datos Ejemplo 1

Corrientes	$T_{in} \pm \Delta\theta$ [K]	T_{out} [K]	Coef. de trans- ferencia de Calor [kW K ⁻¹ m ⁻²]	$F_{in} \pm \Delta\theta$ [kW K ⁻¹]
Caso A				
Hot 1	423 ± 10	318	2	20
Cold 1	333 ± 10	393	2	13
Cold 2	293 ± 10	393	2	12
Hu	473	473	1	
Cu	278	288	1	
Caso B				
Hot 1	423 ± 10	318	2	20 ± 0.4
Cold 1	333 ± 10	393	2	13 ± 0.4
Cold 2	293 ± 10	393	2	12 ± 0.4
Hu	473	473	1	
Cu	278	288	1	

Costo del intercambiador de calor [$\$y^{-1}$] = $4000 + 560 \times \text{área}^{0.8}$,

Costo de la utilidad [$\$y^{-1}$] = $4000 + 700 \times \text{área}^{0.8}$,

Costo de enfriamiento [$\$kW^{-1}y^{-1}$] = 20, Costo de calentamiento [$\$kW^{-1}y^{-1}$] = 80.

Caso A, sol. optima período 1: 52428.65 $\$y^{-1}$, IF: 0.267; período 2: 59766.56 $\$y^{-1}$, IF: 2.

Caso B, sol. optima período 1: 52428.65 $\$y^{-1}$, IF: 0.216; período 2: 59630.55 $\$y^{-1}$, IF: 2.

3.3.1. Análisis de Convergencia del Método Propuesto

El propósito de esta sección es mostrar las propiedades de convergencia de la estrategia de convexificación y la optimización de OA utilizada para resolver el problema de diseño multiperíodo mixto-entero no lineal propuesto. El ejemplo 1, caso A, involucra una corriente caliente, dos corrientes frías y sólo considera variaciones en las temperaturas de entrada. Para las condiciones nominales de operación (período 1) la solución óptima reportada por Björk y Westerlund (2002) es 52429 $\$y^{-1}$. La Figura 3.8 ilustra la convergencia de la metodología propuesta para el período $P = 1$.

El límite inferior del modelo A1-M es obtenido a partir de un modelo relajado (A2-M) formulado a partir de la convexificación del problema original. Como se presentó en la Sección 3.2.3, la relajación aplicada se basa en una aproximación lineal por partes. Al mejorar la aproximación en cada iteración (L), el nuevo problema se convierte en una estimación más precisa del problema original y, por lo tanto, se obtiene un límite inferior más grande. Los límites superior e inferior del problema original ($A1_{ub}^{1,L}$ y $A1_{lb}^{1,L}$) se muestran en la Figura 3.8(a). En la misma se puede ver que en la iteración 12, el gap final entre los límites es inferior a 1×10^{-4} y el mejor límite superior obtenido ($A1_{ub}^{1,*}$) es de 52428.65 $\$y^{-1}$. Por otro lado, para resolver cada subproblema A2-M en cada iteración L utilizamos una estrategia de outer-approximation. Esta estrategia se muestra en las Figuras 3.8(b), 3.8(c) y 3.8(d) para las iteraciones $L = 1, 5$ y 12, respectivamente. Para cada subproblema A2-M, una secuencia de límites inferiores y superiores ($A2_{lb}^{P,L,R}$ y $A2_{ub}^{P,L,R}$, respectivamente) se calculan resolviendo los modelos A2-MIP y A2-NLP en cada iteración R . La Figura 3.8(b) muestra los diferentes límites obtenidos para $P = 1$ y $L = 1$. En la misma se puede observar que el cruce entre $A2_{lb}^{1,1,R}$ y $A2_{ub}^{1,1,R}$ se produce en $R = 3$. Como se define

Cuadro 3.2: Datos Ejemplo 2

Corrientes	$T_{in} \pm \Delta\theta$ [K]	T_{out} [K]	Coef. de trans- ferencia de Calor [kW K ⁻¹ m ⁻²]	$F_{in} \pm \Delta\theta$ [kW K ⁻¹]
Caso A				
Hot 1	583 ± 10	323	0.16	1.4
Hot 2	723 ± 10	553	0.16	2.0
Cold 1	313 ± 10	393	0.16	3.0
Cold 2	388 ± 10	553	0.16	2.0
Hu	573	573	0.16	
Cu	303	323	0.16	
Caso B				
Hot 1	583 ± 10	323	0.16	1.4 ± 0.4
Hot 2	723	553	0.16	2.0
Cold 1	313	393	0.16	3.0
Cold 2	388 ± 5	553	0.16	2.0 ± 0.4
Hu	573	573	0.16	
Cu	303	323	0.16	

Costo del intercambiador de calor [$\$y^{-1}$] = $1100 + 866.60 \times \text{área}^{0.6}$,

Costo de la utilidad [$\$y^{-1}$] = $1100 + 866.60 \times \text{área}^{0.6}$,

Costo de enfriamiento [$\$kW^{-1}y^{-1}$] = 52.09, Costo de calentamiento [$\$kW^{-1}y^{-1}$] = 148.28.

Caso A, sol. optima período 1: 30304.21 $\$y^{-1}$, IF: 0.250; período 2: 31589.42 $\$y^{-1}$, IF: 1.429.

Caso B, sol. optima período 1: 30304.21 $\$y^{-1}$, IF: 0.131; período 2: 31444.18 $\$y^{-1}$, IF: 0.636;
período 3: 36540.41 $\$y^{-1}$, IF: 1.713.

Cuadro 3.3: Datos Ejemplo 3

Corrientes	$T_{in} \pm \Delta\theta$ [K]	T_{out} [K]	Coef. de trans- ferencia de Calor [kW K ⁻¹ m ⁻²]	$F_{in} \pm \Delta\theta$ [kW K ⁻¹]
Caso A				
Hot 1	180 ± 10	75	2	30
Hot 2	240 ± 10	60	2	40
Cold 1	40 ± 2	230	1.5	20
Cold 2	120 ± 2	260	1.5	15
Cold 3	40 ± 2	130	2	25
Cold 4	80 ± 2	190	2	20
Hu	325	325	1	
Cu	25	40	2	
Caso B				
Hot 1	180 ± 10	75	2	30 ± 1.5
Hot 2	240 ± 10	60	2	40 ± 1.5
Cold 1	40 ± 5	230	1.5	20 ± 2
Cold 2	120 ± 2.5	260	1.5	15 ± 0.4
Cold 3	40 ± 2.5	130	2	25 ± 0.4
Cold 4	80 ± 10	190	2	20 ± 2
Hu	325	325	1	
Cu	25	40	2	

Costo del intercambiador de calor [$\$y^{-1}$] = $8000 + 50 \times \text{área}^{0.75}$,

Costo de la utilidad [$\$y^{-1}$] = $8000 + 50 \times \text{área}^{0.75}$,

, Costo de enfriamiento [$\$kW^{-1}y^{-1}$] = 20, Costo de calentamiento [$\$kW^{-1}y^{-1}$] = 120.

Caso A, sol. optima período 1: 169064.44 $\$y^{-1}$, IF: 0; período 2: 177328.89 $\$y^{-1}$, IF: 2.566.

Caso B, sol. optima período 1: 169064.44 $\$y^{-1}$, IF: 0; período 2: 177793.82 $\$y^{-1}$, IF: 1.543.

en el método propuesto, el mejor límite superior ($A2_{ub}^{1,1,*} = 28507.25 \y^{-1}) es también el límite inferior del subproblema A1-M para la iteración $L = 1$ ($A1_{lb}^{1,1} = A2_{ub}^{1,1,*}$). Esto se puede observar comparando

3.3. Casos de Estudio

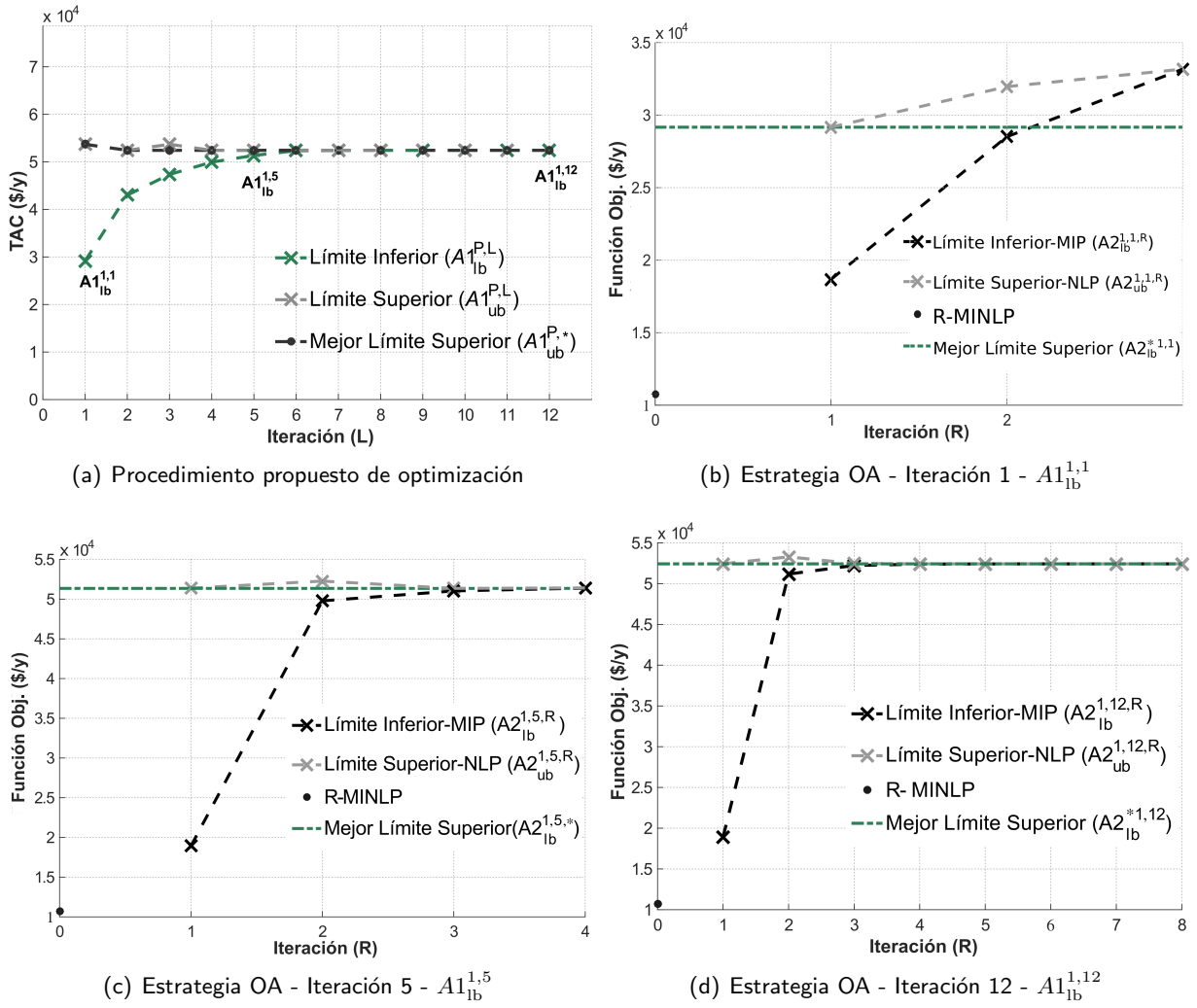


Figura 3.8: Metodología Propuesta usando la Estrategia de Outer-Approximation – Ejemplo 1 – Caso A – período 1.

el mejor límite superior en la Fig. 3.8(b) y el límite inferior de la iteración $L = 1$ en la Fig. 3.8(a). Una análisis similar puede realizarse con la iteraciones 5 y 12 dadas en las Figuras 3.8(c) y 3.8(d), respectivamente. De forma general podemos establecer que $A2_{ub}^{P,L,*} = A1_{lb}^{P,L}$ para cada paso L .

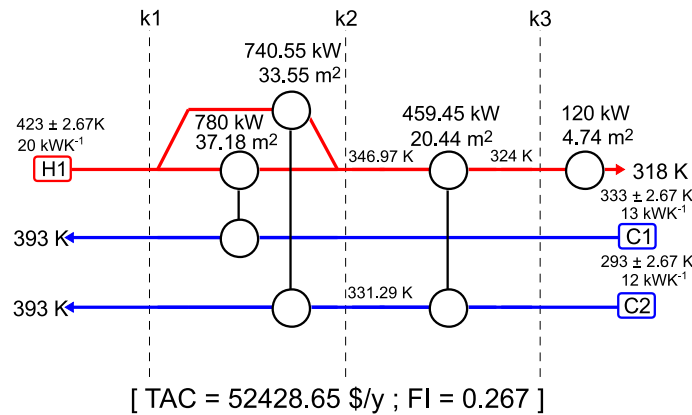


Figura 3.9: Estructura Óptima de la RIC para el Ejemplo 1 – Caso A – Período 1.

La configuración óptima final de la RIC obtenida en el período $P = 1$ se muestra en la Figura 3.9. Posteriormente, se resuelve el problema de flexibilidad el problema de flexibilidad (FI-M) para esta

configuración con el objetivo de obtener tanto el índice de flexibilidad como el punto crítico.

Dado que el caso A sólo considera variaciones en las temperaturas, es posible resolver el problema de flexibilidad utilizando tanto el VEM o como el ASS. En la Tab. 3.4 se muestran los IF y los tiempos de computo obtenidos para cada uno de ellos. Por otro lado, en la Tab. 3.5 se detallan los diferentes índices de flexibilidad obtenidos por el VEM para cada vértice $k' \in K_\nu$.

Cuadro 3.4: Comparación de los Métodos para el Cálculo del Índice de Flexibilidad – Ejemplo 1 – Caso A – Período 1

Método	Subproblemas	Índice de Flexibilidad	CPU [seg.]
VEM	8 LPs	0.267	0.430
ASS	1 MILP	0.267	0.281

Cuadro 3.5: Evaluación de la Flexibilidad para cada Vértice $k' \in K_\nu$ – Ejemplo 1 – Caso A – Período 1

Vértice k'	Dirección			Índice de Flexibilidad $\delta^{k'}$	CPU [seg.]
	$r_{i=1,k'}$	$r_{j=1,k'}$	$r_{j=2,k'}$		
1	—	—	—	0.267*	0.040
2	—	—	+	0.400	0.180
3	—	+	—	0.632	0.040
4	—	+	+	0.667	0.040
5	+	—	—	2.000	0.060
6	+	—	+	6.000	0.030
7	+	+	—	2.000	0.030
8	+	+	+	6.000	0.010

*Puntos críticos

En estas tablas se puede observar que la solución obtenida por ambos métodos es la misma, sin embargo, el ASS utiliza un menor tiempo de cómputo. En ambos casos se consideró que todos los flujos caloríficos presentes en la RIC son variables manipuladas, de esta forma el índice de flexibilidad final para esta configuración es de 0.267. Dado que el IF es menor a uno, se incorpora una nueva condición nominal en el problema de optimización multiperíodo y se resuelve nuevamente. En la Tabla 3.9, se reportan los límites $A1_{lb}^{2,L}$ y $A1_{ub}^{2,L}$ para el período $P = 2$. En la misma se puede observar que en la iteración $L = 14$ el gap entre $A1_{ub}^{2,L}$ y $A1_{lb}^{2,L}$ es inferior a 1×10^{-4} y el mejor límite superior ($A1_{ub}^{2,*}$) es 59766.57 $\$/y^{-1}$. En las Tablas 3.6 y 3.7 se reportan los índices de flexibilidad final obtenidos por cada método (VEM y ASS) para la iteración $P = 2$ y los obtenidos para cada vértice resuelto por el VEM, respectivamente. Se puede observar que la nueva configuración presenta un índice de flexibilidad final de 2. Por lo tanto la red obtenida es la configuración óptima final y flexible.

Cuadro 3.6: Comparación de los Métodos para el Cálculo del Índice de Flexibilidad – Ejemplo 1 – Caso A – Período 2

Método	Subproblemas	Índice de Flexibilidad	CPU [seg.]
VEM	8 LPs	2	0.240
ASS	1 MILP	2	0.250

La Figura 3.10 presenta la RIC óptima final y flexible obtenida para el ejemplo 1, tanto para el caso A como para el caso B. Es importante resaltar que para el caso B se consideran variaciones no sólo de la temperatura sino también del flujo calorífico y por lo tanto sólo puede usarse el ASS para el cálculo del índice de flexibilidad. Para este ejemplo el valor final del funcional objetivo es 59630.55 $\$/y^{-1}$, con un

3.3. Casos de Estudio

Cuadro 3.7: Evaluación de la Flexibilidad para cada Vértice $k' \in K_\nu$ – Ejemplo 1 – Caso A – Período 2

Vértice k'	Dirección			Índice de Flexibilidad $\delta^{k'}$	CPU [seg.]
	$r_{i=1,k'}$	$r_{j=1,k'}$	$r_{j=2,k'}$		
1	—	—	—	2.000*	0.030
2	—	—	+	2.000*	0.030
3	—	+	—	2.000*	0.030
4	—	+	+	2.000*	0.030
5	+	—	—	29.300	0.030
6	+	—	+	10.000	0.030
7	+	+	—	6.000	0.030
8	+	+	+	6.000	0.030

*Puntos críticos

índice de flexibilidad de 2. Si se comparan los casos A y B se puede observar que los resultados finales son diferentes. Esto se debe a que en cada caso se incorporan diferentes puntos críticos en la segunda iteración de la estrategia de síntesis. Los puntos críticos incorporados en cada caso son reportados en la Tabla 3.8.

Cuadro 3.8: Ejemplo 1 – Puntos Críticos Considerados para el Segundo Período

Case	$Thin_1^2$ [K]	$Fhin_1^2$ [kW K ⁻¹]	$Tcin_1^2$ [K]	$Fcin_1^2$ [kW K ⁻¹]	$Tcin_2^2$ [K]	$Fcin_2^2$ [kW K ⁻¹]
A	420.03	20.00	330.03	13.00	290.03	12.00
B	420.75	19.91	330.75	13.09	290.75	12.09

Cuadro 3.9: Método de Optimización Propuesto – Problema 1 – Caso A – Período 2

Iteración [L]	$A1_{lb}^{2,L}$	$A1_{ub}^{2,L}$	Gap [%]
1	31461.57	63876.68*	1.03×10^2
2	49276.74	60055.83*	2.19×10^1
3	51545.38	62516.69	1.65×10^1
4	56746.96	59780.04*	0.53×10^1
5	58366.89	59958.93	0.24×10^1
6	59624.37	59800.39	2.61×10^{-1}
7	59720.37	59772.05*	8.65×10^{-2}
8	59752.49	59767.42*	2.49×10^{-2}
9	59764.49	59766.94*	4.08×10^{-3}
10	59765.91	59767.03	1.72×10^{-3}
11	59766.25	59766.67*	6.97×10^{-4}
12	59766.49	59766.58*	1.65×10^{-4}
13	59766.52	59766.71	1.13×10^{-4}
14	59766.54	59766.57*	5.03×10^{-5}

* Mejor Límite Superior $A1_{ub}^{P,*}$, Gap = $100 \left[1 - A1_{lb}^{P,L} / A1_{ub}^{P,*} \right]$

3.3.2. Comparación con Métodos de Optimización Local

El propósito de esta sección es comparar las soluciones del problema Synflex obtenidas con la estrategia propuesta y con diferentes métodos reconocidos de resolución. En este contexto, solvers MINLP tales como DICOPT, SBB, BONMIN y BARON se utilizaron para resolver el modelo no convexo A1-M (modelo sin estrategia de convexificación).

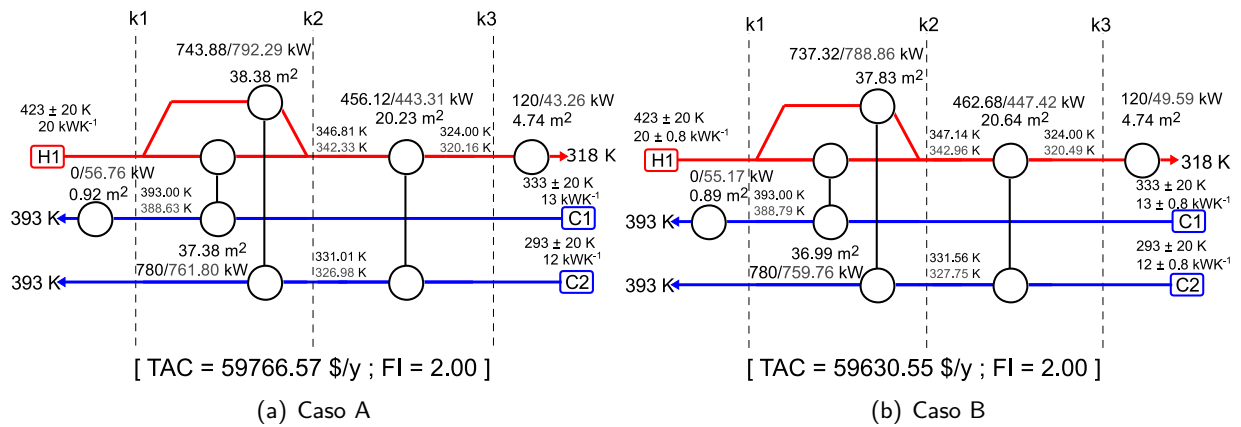


Figura 3.10: Estructura Óptima de la RIC para el Ejemplo 1 – Período 2.

En la Tabla 3.10 se reporta el valor de los funcionales objetivos obtenidos para cada solver y para todos los ejemplos presentados en las Tablas 3.1 y 3.2. Se puede observar que mientras las soluciones reportadas por los solver locales (i.e., DICOPT, SBB, BONMIN) pueden tener una gran variación respecto de la solución obtenida con la estrategia propuesta, la solución obtenida por BARON coincide en todos los ejemplos. Más aún, dependiendo del punto inicial, los solver locales (como BONMIN o SBB) pueden incluso no encontrar una solución factible. Este comportamiento se muestra en la tabla con un doble asterisco (**) y es más frecuente cuando se consideran un mayor número de períodos o el problemas es más grande. Por el contrario, debido a la estrategia de convexificación aplicada, la estrategia de OA obtiene las soluciones óptimas para todos los casos analizados siendo equivalente a la solución obtenida por BARON. Los tiempos de cómputo para todos los ejemplos se informan en la Tabla 3.11. En la misma se puede observar que si bien en la mayoría de los ejemplos el solver BARON obtuvo mejores tiempos de cómputo, los tiempos obtenidos por la estrategia propuesta se encuentra dentro del mismo orden de magnitud. En el futuro se propondrá una metodología que busca incorporar cortes enteros con el fin de eliminar soluciones redundantes y de esta manera reducir el número de pasos realizados por la estrategia propuesta. Una descripción más detallada de esta propuesta se presenta en el Apéndice A.4. Cabe destacar, que para el enfoque propuesto, se pueden obtener soluciones más precisas más cercanas al óptimo global a expensas de un mayor tiempo de CPU. Es importante recordar que el criterio de detención del algoritmo propuesto es la condición $|1 - A1_{lb}^{P,L}/A1_{ub}^{P,*}| \leq \varepsilon$. Para todos los ejemplos, se seleccionó un valor $\varepsilon = 1 \times 10^{-4}$.

En la Figura 3.11, se compara la mejor solución obtenida por los métodos locales con la obtenida por la estrategia propuesta. En esta figura el valor 100 % representa el valor óptimo obtenido para el ejemplo 2 (caso A y B). De esta figura se puede concluir que los métodos de optimización local pueden caer en soluciones que difieren considerablemente del valor óptimo, si no se garantiza la convexidad del problema. En la Figura 3.12, las soluciones con las mayor desviación del valor óptimo son las obtenidas por DICOPT.

En la Fig. 3.12 se representan las configuraciones de la redes obtenidas por la metodología propuesta para cada iteración P del ejemplo 2, caso B.

En la primera iteración de la estrategia de síntesis, Fig. 3.12(a), la mejor solución presenta un valor de función objetivo de $30304.21 \$y^{-1}$ y un índice de flexibilidad de 0.131. La RIC obtenida para la segunda iteración ($P = 2$) se muestra en la Fig. 3.12(b). En esta iteración se consideran la condición nominal y el primer punto crítico como puntos de operación para obtener una nueva RIC flexible. Dado que un intercambiador es incorporado en esta configuración, el valor objetivo y el índice de flexibilidad aumentan a $31444.18 \$y^{-1}$ y 0.636, respectivamente. Sin embargo, la red aún no puede manejar las variaciones esperadas en las perturbaciones de entrada. Es por eso que la RIC óptima y flexible se encuentra en la tercera iteración de la estrategia de síntesis. La RIC final se muestra en la Fig. 3.12(c). Para esta red el valor óptimo de la función objetivo es de $36540.41 \$y^{-1}$ y el índice de flexibilidad de 1.713. Es importante notar que a medida que se aumenta el costo de inversión y operación, reflejados como un

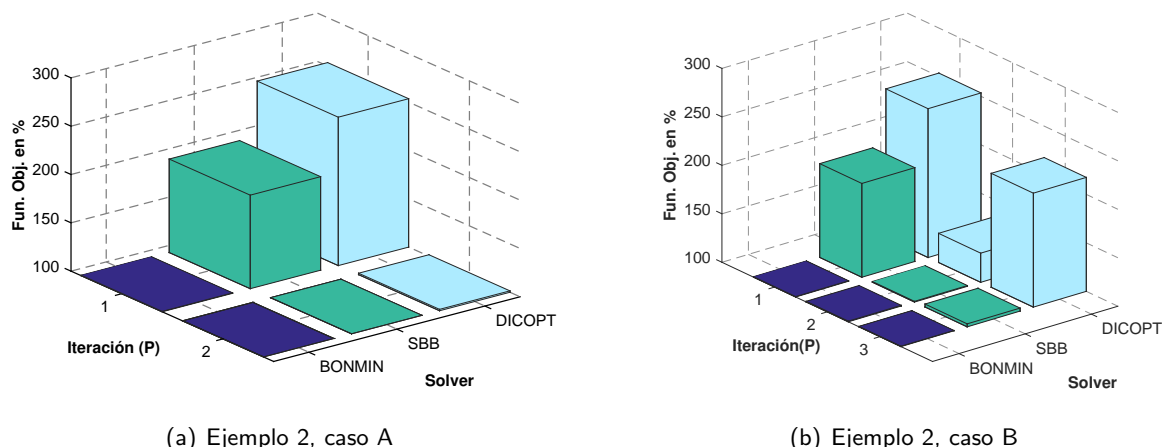


Figura 3.11: Comparación Entre la Solución Óptima (100 %) y las Soluciones Obtenidas con las Estrategias Locales – Modelo Synflex.

aumento del TAC, se produce un aumento del índice de flexibilidad. Esto se puede observar en los valores de funcional e índice de flexibilidad obtenidos en cada iteración de la estrategia de síntesis.

Cuadro 3.10: Función Objetivo [$\$y^{-1}$] para Synflex – Solvers Locales vs Metodología propuesta

	<i>P</i>	Ejemplo 1		Ejemplo 2		Ejemplo 3	
		A	B	A	B	A	B
DICOPT	1	52428.65	52428.65	76830.63	76830.63	169137.45	169137.45
	2	59766.56	59630.55	32046.59	40905.79	177424.36	177869.12
	3				79498.09		
BONMIN	1	52428.65	52428.65	30437.95	30437.95	185118.02	185118.02
	2	59766.56	59630.55	31589.42	31659.48	**	**
	3				36673.32		
SBB	1	52428.65	52428.65	59635.17	59635.17	579366.18	579366.18
	2	59766.89	59630.88	31604.96	31674.63	**	**
	3				37671.05		
BARON	1	52428.65	52428.65	30304.21	30304.21	169064.43	169064.43
	2	59766.56	59630.55	31589.42	31444.18	177328.82	177793.76
	3				36540.40		
Proposed Method	1	52428.65	52428.65	30304.21	30304.21	169064.43	169064.43
	2	59766.57	59630.55	31589.42	31444.18	177328.89	177793.82
	3				36540.40		

** No se encontró solución factible.

3.4. Conclusiones y Trabajos Futuros del Capítulo

En este capítulo se presentó una metodología secuencial para el diseño óptimo de redes de intercambio calórico (RIC) flexibles. La estrategia propuesta permite obtener configuraciones de RIC que son capaces de operar en un rango de variación esperado de las incertidumbres. El problema de síntesis flexible es abordado a partir de un procedimiento iterativo en el que se resuelve secuencialmente el problema de síntesis formulado como un modelo multiperíodo/multiescenario y el problema de flexibilidad. El modelo multiperíodo incluye no convexidades, las cuales fueron reformuladas utilizando una técnica de convexificación con el objetivo de garantizar la solución obtenida del problema. Posteriormente, se utiliza una estrategia de outer-approximation con el fin de resolver los problemas derivados de la convexificación. El método propuesto garantiza la optimalidad de las sucesivas redes de intercambio calórico obtenidas

Cuadro 3.11: Tiempos de Optimización [seg.] para Synflex – Solvers Locales vs Metodología Propuesta

	<i>P</i>	Ejemplo 1		Ejemplo 2		Ejemplo 3	
		A	B	A	B	A	B
DICOPT	1	0.11	0.11	0.38	0.38	4.87	4.87
	2	0.28	0.23	0.27	0.26	66.25	153.69
	3				0.26		
BONMIN	1	3.34	3.34	16.38	16.38	2796.05	2796.05
	2	10.22	9.58	305.14	66.63	**	**
	3				757.35		
SBB	1	0.19	0.19	0.29	0.29	80.36	80.36
	2	1.17	1.14	4.60	2.18	**	**
	3				4.67		
BARON	1	1.01	1.93	37.21	44.33	414.43	425.55
	2	28.54	12.27	734.12	362.01	17355.92	14491.77
	3				3597.77		
Proposed Method	1	5.63	5.63	54.96	54.96	359.28	359.28
	2	212.38	107.25	751.73	557.82	20322.92	18122.22
	3				1005.00		

** No se encontró solución factible.

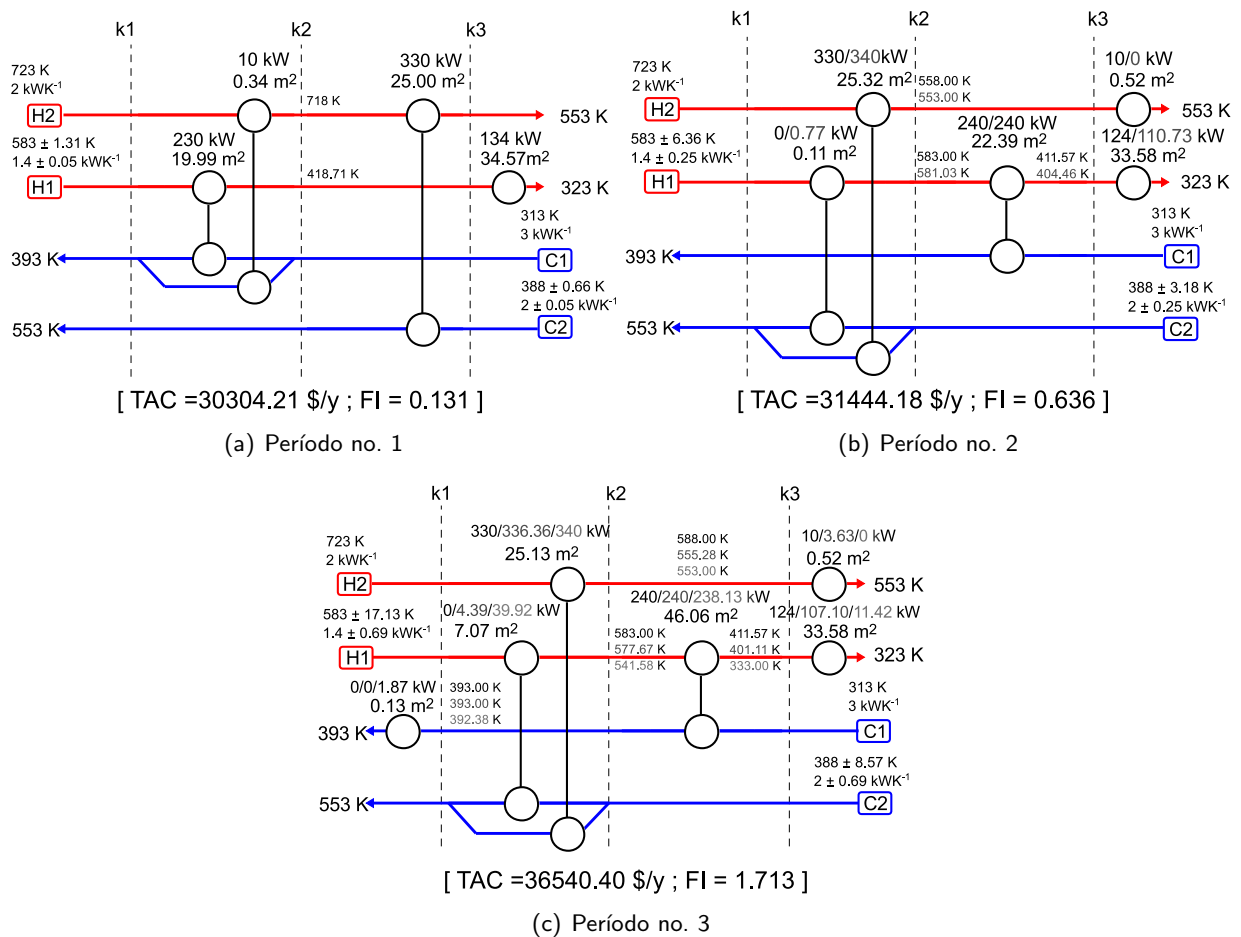


Figura 3.12: Estructura Óptima de la RIC para el Ejemplo 2 – Caso B.

a medida que se aumenta el índice de flexibilidad.

Con el fin de enfatizar la importancia de encontrar la solución óptima, se comparó la estrategia de optimización global propuesta con reconocidos métodos de optimización. Los resultados permiten ejemplificar dos situaciones que pueden presentar los solvers locales. Por un lado, el desvió respecto del valor

óptimo, y por el otro, la situación más extremas en la que incluso no son capaces de encontrar una solución factible.

Otro aporte importante es que la técnica de convexificación aplicada permite garantizar que la estrategia de OA obtenga las soluciones óptimas de los subproblemas convexos obtenidos.

Desde el punto de vista de la estrategia para el diseño de RIC flexibles, vale la pena mencionar, que el índice de flexibilidad aumenta cuando se consideran más períodos de operación (es decir, se incorporan más puntos críticos como puntos de operación al modelo), teniendo como efecto un costo total anualizado (TAC) más alto. Consideramos que la síntesis de RIC flexible es más adecuada para ser incorporada dentro de una estrategia de diseño integrado ya que la misma permite considerar variaciones en las condiciones de operación. De esta manera es posible cuantificar y controlar la región donde el diseño es factible de operar a lazo abierto, permitiendo ampliar la estructura base donde se realizará el control. Con los ejemplos es fácil observar como los intercambiadores se encuentran sobredimensionados respecto del diseño obtenido en el valor nominal. Este exceso de área es contrarestrado con la incorporación de un bypass en estos equipos. Esto último favorecerá la tarea de control de la RIC ya que permitirá mayor rango de variación de las VMs respecto del punto nominal.

En trabajos futuros se analizará incorporar modificaciones al problema de síntesis. Estas modificaciones están relacionadas con: (i) considerar mezcla no isotérmica entre corrientes, (ii) incorporar corrientes isotérmicas de proceso. Finalmente, se plantea mejorar el procedimiento de optimización incorporando cortes, entre iteraciones consecutivas, para eliminar soluciones previas del problema aproximado que exceden el valor objetivo del problema original. El objetivo de estos cortes será mejorar el rendimiento computacional de la estrategia de optimización.

Nomenclatura del del Capítulo

Acronimos

AP/OA/ER: Augmented - Penalty - function / Outer - Approximation / Equality - Relaxation
ASS: Active Set Strategy
IF: Índice de Flexibilidad
KKT: condiciones de optimalidad Karush-Kuhn-Tucker
MINLP: Mixed-integer Nonlinear Programming
MILP: Mixed-integer Linear Programming
NLP: Nonlinear Programming
RIC: Red de Intercambio Calórico
TAC: Total Annal Cost
VEM: Vertex Enumeration Method
1-DQS: 1-Dimensional Quasi-Convex

Índices y Conjuntos

$i \in I = \{1, \dots, N_H\}$: Corrientes calientes
 I' : restricciones de igualdad relevantes seleccionadas de las ecs. 3.3b
 $j \in J = \{1, \dots, N_C\}$: Corrientes frías
 J' : Restricciones de desigualdad relevantes seleccionadas de las ecs. 3.3c
 $k \in K = \{1, \dots, N_T\}$: Etapas
 $k' \in K_\nu = \{1, \dots, 2^{N_\theta}\}$: Vértices formados por los N_θ parámetros inciertos
 $l = 1, \dots, L$: Puntos grillas de la recta por parte de aproximación
 L : Iteración de la estrategia de convexificación
 R : Iteración de la estrategia de outer-approximation
 $p = 1, \dots, P$: escenarios/períodos
 P : Iteración de la estrategia de síntesis multiperíodo
 V : conjunto finito de vértices

Variables Continuas

$A1^P$: Valor óptimo de la función objetivo en la iteración P
 $A1_{ub}^{P,L}$: Límite superior del modelo A1-M en la iteración P y L .
 $A1_{lb}^{P,L}$: Límite inferior del modelo A1-M en la iteración P y L .
 $A1_{ub}^{P,*}$: Mejor límite superior del modelo A1-M en la iteración P .
 $A2^{P,L}$: Valor óptimo de la función objetivo del modelo A2-M en la iteración P y L
 $A2_{ub}^{P,L,R}$: Límite superior del modelo A2-M en la iteración P , L , y R
 $A2_{lb}^{P,L,R}$: Límite inferior del modelo A2-M en la iteración P , L , y R
 $A2_{ub}^{P,L,*}$: Mejor límite superior del modelo A2-M en la iteración P y L
 a , a_{cu} , y a_{hu} : Áreas de los intercambiadores de calor, las utilidades frías y utilidades calientes, respectivamente, elevadas a la potencia de β

d : Variables de diseño

dz_p : Variables usadas para convexificar los términos sig-nomiales presentes en el modelo A1-M

IF^P : Índice de flexibilidad en la iteración P

q , q_{cu} , y q_{hu} : Calores asociados a los intercambiadores de calor, las utilidades frías y utilidades calientes, respectivamente

$s_{j'}$: Variable de holgura para la j' -ésima desigualdad

$U_{i,j}$, U_{cui} y U_{huj} : Coeficientes globales de transferencia de calor para los intercambiadores de calor, las utilidades frías y utilidades calientes, respectivamente

x_A : Variables continuas del modelo dado en la ec. 3.1

x_B : Variables continuas del modelo dado en la ec. 3.2

x_H : Variables continuas del modelo A1-M

x_F : Variables continuas del modelo FI-M

x_C : Variables continuas del modelo A2-M

x : Variables dependiente (estados)

x_p : Variables dependiente (estados) en la formulación multiperíodo

y : Vector de salidas

z : Variables independientes (manipuladas)

z_p : Variables independientes (manipuladas) en la formulación multiperíodo

Δt : Diferencia de temperatura entre la corriente caliente y la corriente fría

δ : Fracción de las perturbaciones máximas esperadas (factor de escala)

$\delta^{k'}$: Máxima desviación obtenida para la dirección $\Delta\theta^{k'}$.

$\lambda_{j'}$: Multiplicador de lagrange asociados con la restricción de desigualdad j'

$\mu_{i'}$: Multiplicador de lagrange asociados con la restricción de igualdad i'

$\mu_{T,\kappa}$: Multiplicador KKT asociados con la κ -ésima restricción de desigualdad g_κ y obtenido al resolver el problema NLP en la iteración r

s_r : Variables de holgura

θ^C : Punto crítico

θ_{P+1}^* : Punto crítico obtenido por el modelo FI-M.

Γ : Dirección en la que θ_{P+1}^* desvía respecto del punto nominal

Variables Binarias

w_p : Selección de intervalo de aproximación lineal por partes

y_A : Variables binarias del modelo dado en la ec. 3.1

y_B : Variables binarias del modelo dado en la ec. 3.2

y_H : Variables binarias del modelo A1-M

y_F : Variables binarias del modelo FI-M

y_C : Variables binarias del modelo A2-M

y : Existencia de los intercambiadores de calor y las utilidades

y_p' : Operación de los intercambiadores de calor y las utilidades

$y_{j'}^F$: Variable binaria que permite definir si la desigualdad j' se encuentra activa o inactiva

3.4. Conclusiones y Trabajos Futuros del Capítulo

y_r^V : Variable binaria asociada a la desviación de las perturbaciones respecto del punto nominal

Parámetros

θ : Parámetros inciertos

θ^N : Valor nominal de perturbaciones

θ_p : Punto de operación para el período p

$\theta_V^{k'}$: Parámetros inciertos definidos en el k' vértice de la

región T

θ_r^N : Desviación obtenida desde el punto nominal

Φ^P : Diseño de RIC obtenida para la iteración P

M_F : Límite superior para las variable de holgura s_j ,

M_S : Big-M

n_z : Número de variables de control seleccionadas

$\mathbf{w}k_r$: pesos para las variables de holgura s_r .

$\Delta\theta^+/\Delta\theta^-$: Máxima perturbación positiva/negativa esperada

Diseño de Estructuras de Control Multivariantes - Formulación MIQP

En esta sección se propone un nuevo enfoque para abordar el problema de diseño de Estructuras de Control Multivariable (ECM) para procesos de media/gran escala. Las metodologías clásicas de diseño de ECM fundamentadas en la teoría de control, de sistemas y en optimización, se basan en superestructuras que definen problemas mixtos-entero no-lineal (MINLP) ya sean secuenciales y/o de dos nivel. Los principales inconvenientes de este enfoque es la complejidad en los métodos utilizados para resolver los problemas (búsqueda global estocástica/determinista), el tiempo de cómputo y la calidad de la solución obtenida. En este sentido, en este capítulo, se muestra que mediante los conceptos de suma de las desviaciones cuadráticas (SSD) y de carga neta (NLE), el problema de diseño de la estructura de control puede formularse como un modelo mixto-entero cuadrático (MIQP) con restricciones lineal, logrando mejoras tanto en la optimización como en el rendimiento computacional. Finalmente, dos casos de estudio típicos son presentados para mostrar los beneficios del nuevo enfoque propuesto. Los mismos son implementados en el entorno de GAMS usando CPLEX como algoritmo de resolución.

4.1. Introducción

En general, todos los procesos industriales deben controlarse para lograr un comportamiento específico del mismo. Este comportamiento generalmente está relacionado con objetivos de seguridad, económicos, de rendimiento y medioambientales. Es por ello que para seleccionar una estructura de control factible es necesario tomar decisiones que involucren diferentes áreas del conocimiento. El área de investigación conocida como diseño de estructuras de control multivariable, o también llamada diseño de control de planta completa, intenta abordar todas estas decisiones de manera sistemática. [Downs y Skogestad \(2011\)](#) sugieren que la solución de estos problemas requiere la integración de todas estas áreas del conocimiento, las cuales suelen presentar enfoques y objetivos diferentes. Esto muestra la gran complejidad que conlleva tratar de unificar todos estos criterios en una única metodología. Es por ello que [Stephanopoulos y Reklaitis \(2011\)](#) identifican estos tipos de problemas complejos e integrados como las nuevas tendencias que deben ser abordadas por la comunidad de ingeniería de sistemas de proceso (ISP).

En forma general, cualquier diseño de ECM debe responder las siguientes preguntas básicas: (1) ¿Cuántas y cuáles variables de salida deben ser controladas? (2) ¿Cuántas y cuáles variables de entrada necesitan ser manipuladas? (3) ¿Cuál es el mejor apareamiento entrada-salida entre esos dos conjuntos? (4) ¿Qué interacción del controlador (diagonal, sparse, full), política (descentralizada o centralizada), tecnología (clásica o avanzada) y tuning deben seleccionarse?

Muchos de los enfoques propuestos en la literatura abordan el problema de diseño ECM de forma parcial debido a la dificultad inherente del mismo. Es así que los métodos heurísticos tratan de simplificar el

problema a partir de decisiones ad-hoc logrando reducir el tamaño general del mismo. Sin embargo, estos métodos se vuelven intratables para procesos de mediana a gran escala y en general obtienen diseños subóptimos desde el punto de vista operativo y de inversión. Es por ello que las metodologías basadas en teoría matemática y/o de sistemas se vuelven más adecuadas para tratar los procesos de mediana y gran escala de forma sistemática, así como para ser integradas con otros problemas como la síntesis/diseño de procesos. En esta última línea existe en la literatura un gran número de trabajos que abordan una amplia gama de temas y resultados, e.g. trabajos que abordan: criterios de estabilidad/controlabilidad/robustez desde el punto de vista de estado estacionario y dinámico [Grosdidier et al. \(1985\)](#); [Skogestad y Morari \(1987b\)](#); [Yuan et al. \(2011\)](#), problema de apareamiento entrada-salida para diseño de ECM cuadradas y descentralizadas [Assali y McAvoy \(2010\)](#); [Braccia y Zumoffen \(2015\)](#); [Bristol \(1966b\)](#); [Kadhim et al. \(2017\)](#), métodos basados en self-optimizing control focalizados en usar todas las variables manipuladas disponibles (VMs) [Downs y Skogestad \(2011\)](#); [Marchetti y Zumoffen \(2014\)](#), metodologías basadas en índices de desviación para ECM arbitrarias (descentralizadas, sparse, full) [Zumoffen \(2013, 2016\)](#), combinación de criterios dentro de un funcional multi-objetivo [Downs y Skogestad \(2011\)](#); [Sharifzadeh y Thornhill \(2012\)](#); [Zumoffen \(2013\)](#), integración entre heurística y simulaciones de estado estacionario/dinámico [Jha y Okorafor \(2014\)](#); [Rangaiah y Kariwala \(2012\)](#) y metodologías basadas en el control económico de toda la planta en donde la ECM se integra a la operación del proceso de manera óptima/segura [Kookos y Perkins \(2004\)](#); [Psaltis et al. \(2013\)](#); [Rafiei-Shishavan et al. \(2017\)](#); [Zumoffen et al. \(2016\)](#).

Dentro de las metodologías basadas en teorías matemáticas y de sistemas [Gutierrez et al. \(2014\)](#) propusieron recientemente una plataforma para la selección de estructuras de control con el objetivo de realizar el diseño simultáneo del proceso y del control basado en MPC. Esta plataforma complementa un trabajo previo de los mismos autores ([Ricardez-Sandoval et al., 2010](#)). [Gutierrez et al. \(2014\)](#) introducen una formulación MINLP la cual es re definida como un modelo NLP eliminando las variables de decisión discretas del problema interno. El entorno de trabajo propuesto maneja diferentes políticas para el control (estructuras descentralizadas, sparse y full) y en cada paso de optimización se requiere realizar simulaciones dinámicas para evaluar el rendimiento del proceso a lazo cerrado, volviendo a la metodología intratable para problemas de gran tamaño.

Finalmente, realizando un estudio bibliográfico se puede concluir que la mayoría de los enfoques matemáticos se basan en modelos de procesos (dinámicos/estacionario, lineales/no lineales) y formulaciones MINLP. Utilizan además estructuras de control descentralizado con un orden fijo y se aplican a procesos de pequeña y mediana escala.

En la siguiente sección se presentan las principales contribuciones del capítulo.

4.1.1. Contribución del Capítulo

En este capítulo se realiza una reformulación de la superestructura para el diseño de ECM presentada en [Zumoffen \(2016\)](#). Esta superestructura es transformada de un modelo binivel mixto-entero no lineal (BMINLP) a una formulación mixta-entera cuadrática (MIQP). Con esta nueva formulación se logran resolver problemas más complejos con métodos más eficientes, i.e., utilizando solver de última generación como ser CPLEX en GAMS.

La reformulación fue realizada con el objetivo de solucionar los problemas que presentan los algoritmos de optimización (estocásticos/determinísticos) al tratar de resolver el problema de diseño de ECM formulado como un modelo BMINLP. Es decir, se llevó a cabo la reformulación buscando mejorar los tiempos de cómputo y tratando de garantizar la calidad de la solución obtenida. Estos inconvenientes se acentúan cuando el tamaño del proceso aumenta (volviéndose intratable para plantas de mediana/gran escala).

Se pudo observar una carencia de algoritmos de optimización global rigurosos para resolver los modelos BMINLP que involucren decisiones binarias en el problema esclavo ([Yue y You, 2017](#)). Generalmente, la mayoría de los problemas formulados como modelos BMINLP son resueltos con metodologías alternativas ajustadas al caso de estudio.

La nueva representación MIQP aún presenta variables de decisión binarias/enteras sin embargo no

introduce restricciones no convexas generando una mejora en los rendimientos de cómputo y en la calidad de la solución respecto de los modelos MINLP y BMINLP presentes en la literatura.

Según nuestro análisis bibliográfico, la formulación matemática propuesta para el diseño ECM es la primera superestructura que aborda simultáneamente: la selección de variables controladas (VCs) y manipuladas (VMs), el apareamiento entrada-salida, el diseño del controlador, los requisitos/heurística de control y la prueba de estabilidad usando información de estado estacionario y que es aplicable a procesos de media/gran escala. Las principales contribuciones de este capítulo se pueden resumir en los siguientes puntos:

- Se presenta una formulación MIQP alternativa para el diseño de ECM y que es aplicable a los procesos de media/gran escala.
- La representación de BMINLP se evita usando una superestructura con ecuaciones lineales/convexas.
- La formulación MIQP permite garantizar la calidad de la solución obtenida y mejorar los tiempos de cómputo.
- La nueva formulación permite la utilización de herramientas de solución e implementación más adecuadas (GAMS/CPLEX).
- La superestructura propuesta aborda simultáneamente la selección de VCs y VMs, la definición del apareamiento de entrada-salida, el diseño del controlador, los conceptos heurísticos y una prueba de estabilidad simplificada.
- La formulación propuesta es más adecuada para ser integrada, en los siguientes capítulos, con la síntesis y el diseño de procesos.

Este capítulo está organizado de la siguiente manera: debido a que la reformulación MIQP propuesta se obtiene a partir de la estructura general BMINLP, los inconvenientes asociados a la programación binivel se revisan en la Sección 4.2. En la Sección 4.3 se presenta una descripción general de la formulación BMINLP para el diseño de ECM propuesta por [Zumoffen \(2016\)](#). Los principales conceptos relacionados con los índices tenidos en cuenta en la formulación, i.e. la suma de las desviaciones cuadráticas (SSD) y la evaluación de carga neta (NLE) son discutidos en las Secciones 4.3.1 y 4.3.2, respectivamente. La reformulación MIQP completa se presenta en la Sección 4.5, donde cada parte constitutiva, es decir, el problema SSD, el enfoque NLE, el problema de apareamiento entrada-salida basado en la matriz RGA, la prueba de estabilidad/robustez y la consideración heurística, se describe en las Secciones 4.5.1-4.5.5, respectivamente. La aplicación de la metodología propuesta a dos ejemplos conocidos de mediana/gran escala, como el proceso Tennessee Eastman y la planta de tratamiento de aguas residuales, se presenta en la Sección 4.6. Finalmente, las conclusiones y el trabajo futuro del capítulo se discuten en la Sección 4.7.

4.2. Reformulación de una Programación Binivel

La programación binivel es definida como un modelo de optimización que presenta dos capas bien definidas: 1- el nivel superior o problema maestro con su propia función de costo asociada, variables de decisión y restricciones, y 2- el nivel inferior o problema esclavo, que representa el segundo problema de optimización y se encuentra integrado con las restricciones del nivel superior. A estos tipos de problemas se los pueden caracterizar según la relación existente entre los dos niveles. Los mismos pueden ser cooperativos o no cooperativos dependiendo de la naturaleza del problema abordado ([Saharidis et al., 2013](#); [Yue y You, 2017](#)). En este sentido, existen en la ingeniería de sistemas de procesos (ISP) varios problemas presentes que pueden ser formulados como modelos de programación binivel. Dos ejemplos típicos de este tipo de formulación puede ser, por ejemplo, la selección de la estructura de control o el diseño y operación óptima de procesos.

En la literatura se presenta una gran cantidad de estrategias para resolver problemas del tipo binivel lineales/no-lineales/cuadráticos (BLP/BNLP/BQP), sin embargo, existe una gran carencia de algoritmos

4.2. Reformulación de una Programación Binivel

de optimización rigurosos que resuelven problemas BMINLP en donde los dos niveles presentan decisiones discretas (Yue y You, 2017). Los problemas BLP/BNLP/BQP suelen ser reformulados a problemas de un solo nivel reemplazando el problema interno por las condiciones de Karush-Kuhn-Tucker (KKT). Esta filosofía no es aplicable a BMINLP donde el problema esclavo presenta variables discretas. Por consiguiente, para resolver este tipo de modelos existen algoritmos diseñados exclusivamente para el caso de estudio. Esto genera que existe una gran dificultad para reutilizar dichas estrategias en un problema diferente para el que fue diseñado.

La representación general de un problema BMINLP se muestra en la ec. 4.1,

$$\min_{\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u} F(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) \quad (4.1a)$$

$$\text{s.t. } G_i(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) \leq 0, \quad i = 1, \dots, m \quad (4.1b)$$

$$H_j(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) = 0, \quad j = 1, \dots, r \quad (4.1c)$$

$$\begin{cases} \min_{\mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l} f(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) \\ \text{s.t. } g_{i'}(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) \leq 0, \quad i' = 1, \dots, m' \\ h_{j'}(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) = 0, \quad j' = 1, \dots, r' \end{cases} \quad (4.1d)$$

$$\mathbf{x}_u \in \mathbb{R}^q, \mathbf{x}_l \in \mathbb{R}^{q'}, \mathbf{z}_u \in \mathbb{Z}^p, \mathbf{z}_l \in \mathbb{Z}^{p'} \quad (4.1e)$$

donde F/f , $H_j/h_{j'}$, $G_i/g_{i'}$ son las funciones objetivos, las restricciones de igualdad y las restricciones de desigualdad para los dos niveles (superior/inferior), respectivamente. Por otro lado, mientras que \mathbf{x}_u y \mathbf{z}_u representan las variables continuas y discretas asociadas con el nivel superior, \mathbf{x}_l y \mathbf{z}_l están asociadas con el nivel inferior. Para casos de pequeña escala que presentan una estructura particular, el problema de la ecuación 4.1 puede ser resuelto con técnicas de optimización como la propuesta por Yue y You (2017). De hecho, en dicho trabajo se presenta un algoritmo de reformulación y descomposición basado en la formulación de valores óptimos y la enumeración parcial. Aunque su metodología funciona bien para casos de pequeña escala, su aplicación a problemas de gran escala está limitada por los recursos computacionales necesarios. Para resolver esta limitación, los autores también analizan una formulación alternativa (ec. 4.2) en la que los funcionales de los dos niveles son parametrizados en una formulación de un único nivel. Además analizan la diferencia entre esta nueva formulación y el problema representado en la ecuación 4.1. El parámetro ε de la ec. 4.2 permite pesar a los funcionales objetivos de los dos niveles y de esta manera lograr un balance de los mismos.

$$\min_{\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l} F(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) + \varepsilon f(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) \quad (4.2a)$$

$$\text{s.t. } G_i(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) \leq 0, \quad i = 1, \dots, m \quad (4.2b)$$

$$H_j(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) = 0, \quad j = 1, \dots, r \quad (4.2c)$$

$$g_{i'}(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) \leq 0, \quad i' = 1, \dots, m' \quad (4.2d)$$

$$h_{j'}(\mathbf{x}_u, \mathbf{z}_u, \mathbf{x}_l, \mathbf{z}_l) = 0, \quad j' = 1, \dots, r' \quad (4.2e)$$

$$\mathbf{x}_u \in \mathbb{R}^q, \mathbf{x}_l \in \mathbb{R}^{q'}, \mathbf{z}_u \in \mathbb{Z}^p, \mathbf{z}_l \in \mathbb{Z}^{p'} \quad (4.2f)$$

Como se puede observar, la formulación en la ec. 4.1 y ec. 4.2 no son equivalentes. Sin embargo, el enfoque utilizado en la ecuación 4.2 es muy útil para algunos casos de gran escala, ya que evita la implementación de algoritmos de optimización global no lineal que son muy costos desde el punto de vista computacional. Por las características del problema de diseño de ECM este tipo de formulaciones son muy adecuadas. En las siguientes secciones se presenta la reformulación del problema BMINLP para el diseño de ECM es propuesta.

4.3. Diseño de ECM - Formulación General Basada en un Programación MINLP de Dos Niveles

En esta sección se muestra la metodología BMINLP propuesta por [Zumoffen \(2016\)](#) basada en la combinación de índices. Esta metodología fue tomada como punto de partida para obtener la reformulación del problema. Dicha propuesta representa un problema de optimización en donde las decisiones clásicas relacionadas con la selección de variables controladas y/o manipuladas, el apareamiento entrada-salida, el criterio de robustez/estabilidad y la estructura del controlador (descentralizada, sparse, full) se parametrizan en una superestructura a través de variables de selección binarias. La estrategia parte de considerar que se dispone de una planta estable o estabilizada. De esta manera, si consideramos que dicha planta está dada por su representación en matrices de funciones transferencias (MFT) en el dominio de Lapace, $\mathbf{y}(s) = \mathbf{G}(s)\mathbf{u}(s) + \mathbf{D}(s)\mathbf{d}^*(s)$, dicho proceso puede ser particionado de la siguiente forma:

$$\begin{bmatrix} \mathbf{y}_s(s) \\ \mathbf{y}_r(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \mathbf{G}_s(s) & \mathbf{G}_s^*(s) \\ \mathbf{G}_r(s) & \mathbf{G}_r^*(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{u}_s(s) \\ \mathbf{u}_r(s) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \mathbf{D}_s(s) \\ \mathbf{D}_r(s) \end{bmatrix} \mathbf{d}^*(s) \quad (4.3)$$

donde $\mathbf{y}(s)$ son todas las potenciales variables de salida (PVS), $\mathbf{u}(s)$ son el conjunto de posibles variables manipuladas (PVMs) y $\mathbf{d}^*(s)$ son todas las perturbaciones que ingresan al proceso (VPs), con tamaños $(m \times 1)$, $(n \times 1)$, y $(p \times 1)$, respectivamente. Para una partición determinada de $\mathbf{G}(s)$, como se muestra en la ec. 4.3, $\mathbf{y}_s(s)$ e $\mathbf{y}_r(s)$ son las variables de salida controladas (VCs) y no controladas (VNCs), respectivamente. Por otro lado, mientras que las variables de entrada seleccionadas para controlar el subproceso $\mathbf{G}_s(s)$ son representadas por $\mathbf{u}_s(s)$, las entradas no utilizadas para control se definen como $\mathbf{u}_r(s) = 0$.

Si consideramos el proceso en estado estacionario ($s = 0$) y tenemos en cuenta la partición del proceso dada en la ecuación 4.3, la metodología de [Zumoffen \(2016\)](#) puede resumirse mediante la ecuación 4.4.

$$\min_{\mathbf{z}^I, \mathbf{z}^O, \mathbf{z}^S} [\text{SSD} + \text{NLE}] \quad (4.4a)$$

$$\text{s.t. } \text{SSD} = \|\mathbf{G}_r \mathbf{G}_s^{-1}\|_F^2 + \|(\mathbf{D}_r - \mathbf{G}_r \mathbf{G}_s^{-1} \mathbf{D}_s)\|_F^2 \quad (4.4b)$$

$$\text{NLE} = \|\mathbf{I} - \tilde{\mathbf{G}}_s \mathbf{G}_s^{-1}\|_F^2 + \|\tilde{\mathbf{G}}_s \mathbf{G}_s^{-1} \mathbf{D}_s\|_F^2 \quad (4.4c)$$

$$q \leq \min\{m, n\} \quad (4.4d)$$

$$\|\mathbf{z}^I\|_1 = \|\mathbf{z}^O\|_1 = q \quad (4.4e)$$

$$\mathbf{T}_O = \text{nre}[\text{diag}(\mathbf{z}^O)], \mathbf{T}_I = \text{nre}[\text{diag}(\mathbf{z}^I)] \quad (4.4f)$$

$$\mathbf{G}_s = \mathbf{T}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I, \mathbf{D}_s = \mathbf{T}_O \mathbf{D} \quad (4.4g)$$

$$\mathbf{G}_r = \bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I, \mathbf{D}_r = \bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{D} \quad (4.4h)$$

$$\tilde{\mathbf{G}}_s = \mathbf{G}_s \otimes (\mathbf{z}^P + \mathbf{z}^S) \quad (4.4i)$$

$$\text{Re} \left[\lambda_i \left(\mathbf{G}_s (\tilde{\mathbf{G}}_s)^{-1} \right) \right] > 0, i = 1, \dots, q \quad (4.4j)$$

$$\sum_i \sum_j \mathbf{z}^S(i, j) \mathbf{z}^P(i, j) = 0 \quad (4.4k)$$

$$\mathbf{z}^I \in \mathbb{B}^m, \mathbf{z}^O \in \mathbb{B}^n, \mathbf{z}^S \in \mathbb{B}^{q \times q} \quad (4.4l)$$

$$\left[\begin{array}{l} \min_{\mathbf{z}^P} \Lambda_n \\ \text{s.t. } \Lambda = \mathbf{G}_s \otimes (\mathbf{G}_s^{-1})^T \\ \Lambda_n = \|\mathbf{z}^P - \Lambda\|_{\text{sum}} \\ \sum_i \mathbf{z}^P(i, j) = \sum_j \mathbf{z}^P(i, j) = 1 \\ \mathbf{z}^P \in \mathbb{B}^{q \times q} \end{array} \right. \quad (4.4m)$$

Como podemos observar, este enfoque se basa en la combinación de dos índices de estado estaciona-

4.3. Diseño de ECM - Formulación General Basada en un Programación MINLP de Dos Niveles

rio: el SSD, asociado a la selección de variables controladas y manipuladas, y el NLE, asociado a la definición de la estructura del controlador. En el trabajo presentado por Zumoffen (2016) el modelo BMINLP, representado en la ec. 4.4, se resuelve utilizando métodos de búsqueda estocástica, i.e, algoritmos genéticos (AG), en el contexto de Matlab. Debido a que el problema presenta una gran complejidad combinatoria esta metodología fue resuelta solo para el diseño de ECM descentralizadas. Es importante destacar que los índices SSD y NLE dependen del escalado, por lo que si se cambia el procedimiento de normalización, la solución óptima también puede diferir. Para contextualizar el enfoque general de esta estrategia a continuación se desarrollaran breves comentarios sobre estos índices.

Nota 1: Es importante mencionar que para representar los procesos se utilizaron modelos normalizados. Si bien hay varias maneras de realizar la normalización del proceso, los procedimientos más aceptados buscan obtener modelos lineales a partir de dos enfoques diferentes: 1- trabajar con desviaciones/incrementos y escalar respecto al valor máximo esperado y 2- normalizar todas las variables a la media cero y varianza unitaria, cuando los datos de la identificación está disponible. Este último enfoque de normalización es el que utilizamos en este trabajo. De esta manera, al utilizar modelos normalizados podremos considerar cambios unitarios tanto en los set-point como en las perturbaciones debido a que todas las variables tienen la misma importancia. La dependencia de los índices SSD y NLE respecto del los factores de escala no es una propiedad negativa y solo significa que es importante tener en cuenta la escala seleccionada en el momento de analizar los resultados. En trabajos anteriores, presentados por Zumoffen (2013, 2016); Zumoffen y Basualdo (2013), se abordan posibles modificaciones de la escala del proceso para poder considerar modelos de las plantas no normalizadas y/o definir la importancia relativa de las variables del proceso. Sin embargo, esta propuesta no fue tomada en cuenta en este capítulo.

4.3.1. Selección de VCs y VMs

Supongamos que el subproceso $G_s(s)$ en la ec. 4.3 es controlado con una estructura de control con acción integral (1-DOF), en estado estacionario ($s = 0$) tenemos que todas las variables de salida alcanzan su valor de set-point (i.e., $y_s = y_s^{sp}$) y por lo tanto,

$$\begin{aligned} u_s &= G_s^{-1} y_s^{sp} - G_s^{-1} D_s d^* = u_s^{sp} + u_s^d, \\ y_r &= G_r G_s^{-1} y_s^{sp} + (D_r - G_r G_s^{-1} D_s) d^* = y_r^{sp} + y_r^d \end{aligned} \quad (4.5)$$

como podemos observar, $u_s^{sp} = G_s^{-1} y_s^{sp}$ y $u_s^d = -G_s^{-1} D_s d^*$ representan las componentes de las variables manipuladas u_s vinculadas a los cambios de set-point y a los efectos de las perturbaciones, respectivamente. De manera similar, las variables no controladas pueden particionarse de la siguiente manera $y_r^{sp} = G_r u_s^{sp}$ e $y_r^d = G_r u_s^d + D_r d^*$.

De esta manera, podemos observar que el índice SSD en la ecuación 4.4b cuantifica las desviaciones de las variables no controladas y_r respecto de sus puntos de operación nominal cuando cambios de set-points y perturbaciones ocurren individualmente en la planta (principio de superposición). Las propiedades relacionadas con la minimización del índice SSD fueron analizadas con mayor detalle en los trabajos presentado por Zumoffen (2016); Zumoffen y Basualdo (2013). En los mismos se demuestra que la minimización de dicho índice tiende a maximizar el mínimo valor singular del subproceso G_s , es decir, se obtiene un subproceso bien condicionado que es fácil de controlar (Grosdidier et al., 1985; Skogestad y Morari, 1987b).

En la formulación 4.4 las ecs. 4.4d-4.4h permiten seleccionar parte del modelo original de la planta, representado por las matrices G y D , y de esta manera se logra cuantificar el índice SSD. Por otro lado, las matrices de transformación T_O y T_I dependen de las variables de decisión binarias z^O y z^I , respectivamente. Estas matrices indican las filas y columnas de las matrices del proceso que deben ser seleccionadas. Por ejemplo, los elementos del vector z^O que toman el valor uno representan que dichas variables de salidas son variables controladas (VCs) y por lo tanto se deben seleccionar las filas de las matrices del proceso correspondientes con estas salidas. De manera similar, el vector de z^I indica las variables de entradas usadas para el control (VMs) y por ende la selección de columnas de la matriz G .

Por otro lado con la ec. 4.4e exigimos igual número de variables controladas y variables manipuladas, es decir, que existan igual número de elementos que toman el valor de uno en ambos vectores de selección. Finalmente, las funciones $\text{nre}(\cdot)$ y $\text{ncc}(\cdot)$ se utilizan para eliminar las filas y columnas de ceros de las matrices diagonales formadas por los vectores \mathbf{z}^I y \mathbf{z}^O , respectivamente. Estas últimas funciones producen que cada selección particular de las matrices del proceso (i.e., cada selección de variables controladas y manipuladas) genera matrices \mathbf{G}_s y \mathbf{G}_r de dimensiones variables. Finalmente, es importante notar que en el problema original la partición y el cálculo de los índices se realizan directamente sobre las matrices del proceso (i.e, sobre las matrices \mathbf{G} y \mathbf{D}). Esto último es un dato no menor ya que, como veremos en las siguientes secciones, en la reformulación propuesta se cambiará la filosofía de selección de las VMs y VCs trasladando la selección desde las matrices del proceso a las variables del proceso.

4.3.2. Estructura del Controlador

Una vez que se definió la partición del modelo según la ec. 4.3, es necesario diseñar un controlador multivariable $\mathbf{G}_s(s)$. Si asumimos que utilizaremos un control basado en control por modelo interno (CMI), el controlador vendría dado por $\mathbf{G}_c(s) = \tilde{\mathbf{G}}_s^{-1}(s)\mathbf{F}(s)$, donde $\tilde{\mathbf{G}}_s(s)$ es una selección particular de $\mathbf{G}_s(s)$ y $\mathbf{F}(s)$ es una matriz diagonal que representa el filtro pasa bajo. Es importante destacar, que se asume que $\tilde{\mathbf{G}}_s(s)$ se realiza a partir de una selección particular de $\mathbf{G}_s(s)$ y que esta selección debe ser invertible según la metodología presentada por [Garcia y Morari \(1985\)](#). En el trabajo presentado por [Zumoffen y Basualdo \(2013\)](#) se discute con mayor detalle este enfoque y se sugieren ciertas reglas para el tuneo de la matriz diagonal del filtro $\mathbf{F}(s)$. En este contexto, las VCs a lazo cerrado están definidas por:

$$\mathbf{y}_s(s) = \mathbf{F}(s)\mathbf{y}_s^{\text{sp}}(s) + (\mathbf{I} - \mathbf{F}(s))\mathbf{y}_s^{\text{net}}(s) \quad (4.6)$$

donde

$$\mathbf{y}_s^{\text{net}}(s) = \mathbf{A}_n(s)\mathbf{y}_s(s) + \mathbf{B}_n(s)\mathbf{d}^*(s) \quad (4.7)$$

$$\mathbf{A}_n(s) = \left[\mathbf{I} + \left(\mathbf{G}_s(s) - \tilde{\mathbf{G}}_s(s) \right) \mathbf{G}_c(s) \right]^{-1} \left(\mathbf{G}_s(s) - \tilde{\mathbf{G}}_s(s) \right) \mathbf{G}_c(s) \quad (4.8)$$

$$\mathbf{B}_n(s) = \left[\mathbf{I} + \left(\mathbf{G}_s(s) - \tilde{\mathbf{G}}_s(s) \right) \mathbf{G}_c(s) \right]^{-1} \mathbf{D}_s(s), \quad (4.9)$$

estas ecuaciones permiten calcular la variable $\mathbf{y}_s^{\text{net}}(s)$. Esta variable es conocida como efecto de carga neta y permite cuantificar la interacción multivariable del proceso a lazo cerrado. Si observamos la ec. 4.6, podemos deducir que el segundo término, asociado con el efecto de carga neta, es una perturbación desde el punto de vista de las variables de salida. Aunque este término desaparece al alcanzarse el estado estacionario, debido al efecto integral dado por $(\mathbf{I} - \mathbf{F}(s))$, en el transitorio tiene un efecto no despreciable. Existen dos formas de minimizar su efecto en el transitorio:

- Ajustando el tuneo del CMI, es decir modificando la matriz del filtro $\mathbf{F}(s)$, tratando de acelerar la respuesta obtenida. El efecto que produce esta acción es hacer que los componentes en $(\mathbf{I} - \mathbf{F}(s))$ tiendan a cero lo más rápido posible y de esta manera que $\mathbf{y}_s^{\text{net}}(s)$ afecte el menor tiempo posible a las variables controladas. Sin embargo, es una solución poco conveniente ya que \mathbf{F} no puede ajustarse libremente debido a criterios de estabilidad y robustez.
- Minimizando la ganancia de $\mathbf{y}_s^{\text{net}}$. Esto se puede obtener minimizando $\mathbf{y}_s^{\text{net}}$ en estado estacionario mediante la suma de los desvíos cuadráticos. En este caso el tuneo del controlador no es modificado.

El segundo criterio es el utilizado en los trabajos presentados por [Zumoffen \(2016\)](#); [Zumoffen y Basualdo \(2013\)](#). En estos trabajos además se propone un nuevo índice de evaluación de carga neta (NLE) que se basa en la minimización de $\mathbf{y}_s^{\text{net}}$ en estado estacionario usando la suma de los desvíos cuadráticos (ec. 4.4c). La expresión de $\mathbf{y}_s^{\text{net}}$ en estado estacionario viene dada por:

$$\mathbf{y}_s^{\text{net}} = \left(\mathbf{I} - \tilde{\mathbf{G}}_s \mathbf{G}_s^{-1} \right) \mathbf{y}_s^{\text{sp}} + \left(\tilde{\mathbf{G}}_s \mathbf{G}_s^{-1} \mathbf{D}_s \right) \mathbf{d}^* = \mathbf{y}_s^{\text{sp}} - \tilde{\mathbf{G}}_s \mathbf{u}_s^{\text{sp}} - \tilde{\mathbf{G}}_s \mathbf{u}_s^{\text{d}} \quad (4.10)$$

Básicamente, el índice NLE propuesto permite definir una diferencia específica planta-modelo de manera de lograr la mejor interacción del CMI. Esta interacción es la que genera el mejor rendimiento a lazo cerrado.

La selección de la diferencia planta-modelo es realizado en la ec. 4.4i a partir de las matrices de decisión binaria \mathbf{z}^P y \mathbf{z}^S que tienen tamaño $q \times q$. La matriz \mathbf{z}^P representa el mejor apareamiento entrada-salida descentralizado y es obtenida a partir de la minimización interna, i.e. ec. 4.4m. Por otro lado, \mathbf{z}^S es la selección del modelo sparse que minimiza el índice NLE y que está dado a partir de \mathbf{z}^P . Según podemos observar en la ec. 4.4m la selección de \mathbf{z}^P se realiza a partir de la minimización del índice conocido como el número RGA (RGA-number), $\Lambda_n = \|\mathbf{z}^P - \Lambda\|_{\text{sum}}$, que depende de la matriz de ganancias relativas (RGA), $\Lambda = \mathbf{G}_s \otimes (\mathbf{G}_s^{-1})^T$. Finalmente, la ecuación 4.4k representa restricciones estructurales y la ec. 4.4j es un criterio de estabilidad/robustez desarrollado por [Garcia y Morari \(1985\)](#) para estructuras de control multivariables basados en la teoría de CMI. En esta última ecuación $\text{Re}[\cdot]$ es una función que obtiene la parte real de los i -ésimos autovalores representados por $\lambda_i(\cdot)$. Cabe destacar que este criterio es válido tanto para modelos discretos como para modelos continuos.

Nota 2: Es importante mencionar que un procedimiento alternativo de diseño de ECM para la ec. 4.4 fue propuesto en [Zumoffen \(2013\)](#) usando un algorítmico de solución basado en AG e implementado en el entorno de Matlab. Posteriormente, el BMINLP es resuelto en el trabajo presentado por [Zumoffen \(2016\)](#) sólo para estructuras de control descentralizadas. Se pudo observar, comparando estos trabajos, que la solución obtenida por el modelo BMINLP presenta mejoras respecto a las soluciones obtenidas en [Zumoffen \(2013\)](#). Sin embargo esta estrategia se vuelve computacionalmente costosa cuando se tratan de resolver estructuras dispersas o full. Este es un típico comportamiento de los AG, haciendo que estos algoritmos estocásticos sean poco prácticos o incluso inviables para procesos de media/gran escala. Estos inconvenientes son los que motivan la reformulación realizada en este capítulo.

4.4. Reformulation Basada en una Programación MINLP de un Sólo Nivel

Siguiendo el enfoque descrito en la sección 4.2, el primer paso es realizar la reformulación del modelo BMINLP presentado en la ec. 4.4. Esta reformulación busca transformar la formulación en un modelo MINLP de un único nivel. Para lograr este objetivo, la idea principal se basa en reemplazar la minimización interna definida por la ec. 4.4m por condiciones de factibilidad. De esta manera, si bien la solución obtenida no sería aquella con el mínimo valor de RGA-number, se logra disminuir la complejidad del problema y llevar la formulación binivel MINLP dada en la ec. 4.4 a una estructura de un único nivel. Esta primera reformulación se muestra en la ec. 4.11.

$$\min_{\mathbf{z}^I, \mathbf{z}^O, \mathbf{z}^S, \mathbf{z}^P} [\text{SSD} + \text{NLE}] \quad (4.11a)$$

$$\text{s.t.} \quad \text{ec. 4.4b a ec. 4.4l} \quad (4.11b)$$

$$\Lambda = \mathbf{G}_s \otimes (\mathbf{G}_s^{-1})^T \quad (4.11c)$$

$$\Lambda_p = \Lambda \otimes \mathbf{z}^P \quad (4.11d)$$

$$\delta_1 \leq \sum_j \Lambda_p(i, j) \leq \delta_2, \quad i = 1, \dots, q \quad (4.11e)$$

$$\sum_i \mathbf{z}^P(i, j) = \sum_j \mathbf{z}^P(i, j) = 1 \quad (4.11f)$$

$$\mathbf{z}^P \in \mathbb{B}^{q \times q} \quad (4.11g)$$

En esta formulación, las restricciones 4.11d y 4.11e garantizan la factibilidad del apareamiento entrada-salida dado por \mathbf{z}^P . Por otro lado, la matriz Λ_p contiene los elementos de la matriz RGA seleccionados por \mathbf{z}^P y cero en las otras posiciones. En la ec. 4.11e, δ_1 y δ_2 son parámetros de diseño que permiten definir la interacción mínima y máxima deseada para el apareamiento entrada-salida definido por el

control descentralizado. Podemos observar, que ahora la matriz de decisión binarias \mathbf{z}^P forma parte del argumento del problema principal junto con \mathbf{z}^I , \mathbf{z}^O , y \mathbf{z}^S .

Esta reformulación está basada en los siguientes razonamientos. Por un lado, si observamos la optimización en la ec. 4.4m podremos concluir que la minimización interna genera que el control obtenido tenga el mejor apareamiento descentralizado entrada-salida para un subproceso dado \mathbf{G}_s , i.e. la RGA tiene componentes con valores muy cercano a la unidad para los elementos apareados y valores bajos (ceranos a cero) para aquellos elementos que no fueron apareados. Desde el punto de vista de control esto significa que obtuvimos un control que tiene buenas características, baja energía de control y baja interacción a lazo cerrado.

Si ahora analizamos las propiedades inherentes a los índices SSD y NLE, se puede observar, que la minimización del índice SSD (ec. 4.5) tiende a maximizar el mínimo valor singular del proceso \mathbf{G}_s (i.e. se obtiene un proceso bien condicionado, con buenas características de control, baja energía de control y una buena RGA). Este efecto se logra mediante la minimización de las desviaciones de \mathbf{u}_s^{sp} y \mathbf{u}_s^d . Por otro lado, la minimización del NLE tiende a minimizar la interacción del proceso a lazo cerrado ya que minimiza la ganancia del modelo del proceso $\tilde{\mathbf{G}}_s$ y las desviaciones de \mathbf{u}_s^{sp} y \mathbf{u}_s^d (Zumoffen, 2016; Zumoffen y Basualdo, 2013). Según estos dos análisis podemos concluir que la minimización del índice combinado SSD+NLE por sí solo (i.e. sin el RGA-number) conduce a la optimización hacia un subproceso bien condicionado con RGA confiable y energía de control mínima. Es decir, si bien no obtendríamos el mejor control desde el punto de vista del apareamiento, el índice combinado lleva a la optimización a obtener estructuras que tienen apareamientos confiables. Esta relación será mostrada con mayor detalle en la próxima sección cuando el vínculo entre la RGA y las desviaciones de \mathbf{u}_s^{sp} se muestre explícitamente.

En conclusión, la optimización dada por la ec. 4.4m es reemplazada por una condición de factibilidad con dos nuevos parámetros incorporados para que el usuario pueda manejar el nivel de interacción deseada. Es decir, estos parámetros permiten manejar los valores mínimos y máximos de los elementos de la matriz RGA seleccionados por el apareamiento y de esta manera alcanzar la performance deseada.

Es importante observar que la formulación en la ec. 4.11 es un paso intermedio entre el modelo presentado en la ec. 4.4 y la reformulación propuesta en la siguiente sección. Cabe destacar, que el problema de optimización en la ec. 4.11 no es resuelto en este capítulo.

4.5. Reformulación Final - Modelo MIQP

En esta sección, se modifica el modelo MINLP de único nivel propuesto en la ec. 4.11. Según se pudo ver en la Sec. 4.3, la superestructura propuesta en Zumoffen (2016) está basada en seleccionar una parte específica del proceso (\mathbf{G} y \mathbf{D}) a través de matrices de transformación (\mathbf{T}_O , \mathbf{T}_I). Esta selección produce términos bilineales/no lineales tanto en el funcional objetivo como en las restricciones del modelo. Es por ello que para superar esta situación, se propone un enfoque diferente de modelado.

La idea principal es que los criterios de selección ya no se apliquen sobre las matrices del proceso (\mathbf{G} y \mathbf{D}) sino que se realicen sobre las variables de entrada y salida del mismo (\mathbf{u} e \mathbf{y}). De esta manera, la nueva representación mantiene la linealidad y convexidad del modelo y permite trabajar con matrices de dimensión fija. Esta última ventaja permite implementar el problema en el entorno GAMS y de esta manera utilizar solvers determinísticos que permiten garantizar la calidad de la solución obtenida (globalidad), por ejemplo CPLEX.

Si bien realizamos una reformulación del problema, el mismo sigue basado en los índices SSD y NLE descritos en las secciones 4.3.1 y 4.3.2. Como pudimos ver en dichas secciones, estos índices cuantifican, de acuerdo al principio de superposición, las desviaciones de variables específicas (e.g., variables no seleccionadas para el control) respecto de su punto nominal de operación para cambios individuales de set-points y de perturbaciones. Es por ello que el problema sigue parametrizado en la selección de las VCs, VMs y de la estructura del controlador.

Esta parametrización se utiliza para construir los sistemas de ecuaciones que son necesarios resolver para obtener las variables \mathbf{y}_T e \mathbf{y}_s^{net} , variables necesarias para calcular la función objetivo. Como se puede

4.5. Reformulación Final - Modelo MIQP

observar en las ecs. 4.5 y 4.10 estos sistemas se forman para cada cambio de set-point y cada cambio en las perturbaciones.

La nueva formulación MIQP se muestra en la ecuación 4.12 y es descrita, paso a paso, en las siguientes secciones. Los vectores de variables de decisión y las matrices utilizadas en el modelo tienen la siguiente caracterización:

- vectores de variables binarias: $\mathbf{z}^I \in \mathbb{B}^{n \times 1}$, y $\mathbf{z}^O \in \mathbb{B}^{m \times 1}$,
- matrices de variables binarias: $\mathbf{z}^n, \mathbf{z}^{nd} \in \mathbb{B}^{m \times n}$,
- vector de variables reales (continuas): $\mathbf{y}_i^c, \mathbf{y}_i^{nc}, \mathbf{y}_j^d, \mathbf{y}_j^{nd} \in \mathbb{R}^{m \times 1}$, y $\mathbf{u}_i^c, \mathbf{u}_j^d \in \mathbb{R}^{n \times 1}$, y
- matrices de variables reales (continuas): $\mathbf{u}_i^{nc}, \mathbf{u}_j^{nd}, \mathbf{y}^r \in \mathbb{R}^{m \times n}$,

donde $\mathbf{y}_i^c, \mathbf{y}_i^{nc}, \mathbf{u}_i^c$, y \mathbf{u}_i^{nc} son definidas para cada i con $i = 1, \dots, m$, siendo el índice i el cambio de set-point en la i -ésima salida. Por otro lado, $\mathbf{y}_j^d, \mathbf{y}_j^{nd}, \mathbf{u}_j^d$, y \mathbf{u}_j^{nd} son definidas para cada j con $j = 1, \dots, p$, siendo el índice j el cambio en la j -ésima perturbación. Finalmente, el índice l representa cada entrada del proceso, es por ello que $l = 1, \dots, n$.

La notación $\mathbf{A}(:, i)$ significa que se selecciona la i -ésima columna de la matriz \mathbf{A} . Además, \mathbf{v}_i y \mathbf{v}_j hacen referencia a vectores unitarios en la dirección de i y j , respectivamente, para los espacios \mathbb{R}^m y \mathbb{R}^p . Finalmente, mientras que en la ec. 4.12 se presenta la descripción matricial del problema, en el Ap. B.2 se puede encontrar una representación escalar del mismo.

$$\min_{\mathbf{u}, \mathbf{y}, \mathbf{z}} \sum_{i=1}^m \|\mathbf{y}_i^c\|_2^2 + \sum_{j=1}^p \|\mathbf{y}_j^d\|_2^2 + \sum_{i=1}^m \|\mathbf{y}_i^{nc}\|_2^2 + \sum_{j=1}^p \|\mathbf{y}_j^{nd}\|_2^2 \quad (4.12a)$$

$$\text{s.t.} \quad -\mathbf{M}(\mathbf{1}_m - \mathbf{z}^O) \leq \mathbf{G}\mathbf{u}_i^c - \mathbf{v}_i \leq \mathbf{M}(\mathbf{1}_m - \mathbf{z}^O) \quad (4.12b)$$

$$-\mathbf{M}(\mathbf{1}_m - \mathbf{z}^O) \leq \mathbf{G}\mathbf{u}_j^d + \mathbf{D}(:, j) \leq \mathbf{M}(\mathbf{1}_m - \mathbf{z}^O) \quad (4.12c)$$

$$-\mathbf{M}\mathbf{z}^O(i) \mathbf{1}_n \leq \mathbf{u}_i^c \leq \mathbf{M}\mathbf{z}^O(i) \mathbf{1}_n \quad (4.12d)$$

$$-\mathbf{M}\mathbf{z}^I \leq \mathbf{u}_i^c \leq \mathbf{M}\mathbf{z}^I \quad (4.12e)$$

$$-\mathbf{M}\mathbf{z}^I \leq \mathbf{u}_j^d \leq \mathbf{M}\mathbf{z}^I \quad (4.12f)$$

$$\mathbf{y}_i^c - \mathbf{G}\mathbf{u}_i^c + \mathbf{v}_i \otimes \mathbf{z}^O = \mathbf{0}_m \quad (4.12g)$$

$$\mathbf{y}_j^d - \mathbf{G}\mathbf{u}_j^d - \mathbf{D}(:, j) = \mathbf{0}_m \quad (4.12h)$$

$$\|\mathbf{z}^O\|_1 = \|\mathbf{z}^I\|_1 \quad (4.12i)$$

$$\|\mathbf{z}^O\|_1 \leq q^{\max} \quad (4.12j)$$

$$-\mathbf{M}(\mathbf{1}_{m \times n} - \mathbf{z}^n) \leq \mathbf{u}_i^{nc} - \mathbf{1}_m(\mathbf{u}_i^c)^T \leq \mathbf{M}(\mathbf{1}_{m \times n} - \mathbf{z}^n) \quad (4.12k)$$

$$-\mathbf{M}(\mathbf{1}_{m \times n} - \mathbf{z}^n) \leq \mathbf{u}_j^{nd} - \mathbf{1}_m(\mathbf{u}_j^d)^T \leq \mathbf{M}(\mathbf{1}_{m \times n} - \mathbf{z}^n) \quad (4.12l)$$

$$-\mathbf{M}\mathbf{z}^n \leq \mathbf{u}_i^{nc} \leq \mathbf{M}\mathbf{z}^n \quad (4.12m)$$

$$-\mathbf{M}\mathbf{z}^n \leq \mathbf{u}_j^{nd} \leq \mathbf{M}\mathbf{z}^n \quad (4.12n)$$

$$\mathbf{y}_i^{nc} + (\mathbf{G} \otimes \mathbf{u}_i^{nc})\mathbf{1}_n - \mathbf{v}_i \otimes \mathbf{z}^O = \mathbf{0}_m \quad (4.12ñ)$$

$$\mathbf{y}_j^{nd} + (\mathbf{G} \otimes \mathbf{u}_j^{nd})\mathbf{1}_n = \mathbf{0}_m \quad (4.12o)$$

$$\mathbf{z}^n(i, l) \leq \mathbf{z}^I(l), \mathbf{z}^n(i, l) \leq \mathbf{z}^O(i) \quad (4.12p)$$

$$\mathbf{z}^I(l) \leq \|\mathbf{z}^n(:, l)\|_1, \mathbf{z}^O(i) \leq \|\mathbf{z}^n(i, :)\|_1 \quad (4.12q)$$

$$\mathbf{z}^I(l) = \|\mathbf{z}^{nd}(:, l)\|_1, \mathbf{z}^I(l) = \|\mathbf{z}^{nd}(i, :)\|_1 \quad (4.12r)$$

$$\mathbf{z}^{nd} \leq \mathbf{z}^n \quad (4.12s)$$

$$-\mathbf{M}(\mathbf{1}_{m \times n} - \mathbf{z}^{nd}) \leq \mathbf{y}^r - \mathbf{G} \otimes [\mathbf{u}_1^c, \dots, \mathbf{u}_m^c]^T \leq \mathbf{M}(\mathbf{1}_{m \times n} - \mathbf{z}^{nd}) \quad (4.12t)$$

$$\delta_1 \mathbf{z}^{nd} \leq \mathbf{y}^r \leq \delta_2 \mathbf{z}^{nd} \quad (4.12u)$$

$$\sum_{i=1}^m (\mathbf{z}^O(i) - \mathbf{y}_i^{nc}(i)) \geq \delta \quad (4.12v)$$

4.5.1. El Subproblema SSD

La idea principal de la reformulación (ec. 4.12) del subproblema SSD es realizar la selección de las VCs y VMs directamente sobre el modelo completo del proceso, $\mathbf{y} = \mathbf{Gu} + \mathbf{Dd}^*$, es decir sin aplicar reducciones sobre las matrices. Con esta consideración evitamos, por un lado, la partición definida por las ecs. 4.4f a 4.4h en el problema original, y por el otro, las operaciones no lineales dadas por la ec. 4.4b. Logramos, de esta manera, disminuir la dificultad relacionada con las no linealidades y trabajar con matrices que no cambian de tamaño durante la optimización. Es decir en esta formulación el tamaño de las matrices permanece constante y no se ven modificados al realizar las particiones del modelo del proceso. A continuación mostraremos las diferencias existentes entre ecs. 4.4 y 4.12 para el subproblema SSD.

Si se consideran por separados los cambios de set-points y perturbaciones, los sistemas de ecuaciones que son necesarios resolver para cada cambio de set-point i y para cada cambio de perturbación j se pueden definir por las siguientes expresiones:

$$\begin{aligned} \text{Cambio de Set point} & \begin{cases} \mathbf{y}_i^c = \mathbf{Gu}_i^c - \mathbf{v}_i \\ \text{VCs seleccionadas en } \mathbf{y}_i^c \text{ fijas a cero} \\ \text{VMs no seleccionadas en } \mathbf{u}_i^c \text{ fijas a cero} \end{cases} & \forall i \in \text{VCs} \\ \text{Cambio en las Perturbaciones} & \begin{cases} \mathbf{y}_j^d = \mathbf{Gu}_j^d + \mathbf{Dv}_j \\ \text{VCs seleccionadas en } \mathbf{y}_j^d \text{ fijas a cero} \\ \text{VMs no seleccionadas en } \mathbf{u}_j^d \text{ fijas a cero} \end{cases} & \forall j = 1, \dots, p \end{aligned} \quad (4.13)$$

En la ec. 4.13, \mathbf{u}_i^c y \mathbf{u}_j^d son vectores de variables reales (continuas) de tamaño $n \times 1$ asociados con las entradas necesarias para el i -ésimo cambio de set-point y las j -ésima perturbación, respectivamente. De manera similar, \mathbf{y}_i^c y \mathbf{y}_j^d son vectores de variables reales (continuas) de tamaño $m \times 1$ asociados a las desviaciones de las salidas. A su vez, los vectores unitarios \mathbf{v}_i (de tamaño $m \times 1$) y \mathbf{v}_j ($p \times 1$) generan los cambios (normalizados) para la i -ésima variables de salidas (i.e., contiene un uno en la posición i -ésima y cero en la restante) y j -ésima perturbación (i.e., contiene un uno en la posición j -ésima y cero en la restante).

Como se puede ver, el sistema dado por la ec. 4.13 requiere que ciertas partes de los vectores de entrada (\mathbf{u}_i^c y \mathbf{u}_j^d) y los vectores de salida (\mathbf{y}_i^c y \mathbf{y}_j^d) queden libres o sean fijos de acuerdo a la selección de las VMs y las VCs, respectivamente. En la nueva formulación se busca generar el sistema de ecuación (ec. 4.13) que es necesario resolver para cada cambio de los set-points y de las perturbaciones. Esto es una gran diferencia respecto de la formulación original (ec. 4.4) donde la selección de VMs y VCs producía matrices diferentes, e.g. \mathbf{G}_s , que luego eran utilizadas para calcular el valor del funcional.

La formulación en disyunciones de los sistemas dados por la ec. 4.13 se presentan en las ecs. 4.14 y 4.15, respectivamente. Esta formulación es un paso intermedio para realizar la formulación MIQP final.

Cambios de en los set-point :

$$\left(\begin{array}{c} \mathbf{z}^O(i) = 1 \\ \mathbf{y}_i^c = \mathbf{Gu}_i^c - \mathbf{v}_i \\ \left(\begin{array}{c} \mathbf{z}^O(k) = 1 \\ \mathbf{y}_i^c(k) = 0 \end{array} \right) \vee \left(\begin{array}{c} \mathbf{z}^O(k) = 0 \\ \mathbf{y}_i^c(k) \text{ libre} \end{array} \right) \forall k = 1, \dots, m \\ \left(\begin{array}{c} \mathbf{z}^I(l) = 1 \\ \mathbf{u}_i^c(l) \text{ libre} \end{array} \right) \vee \left(\begin{array}{c} \mathbf{z}^I(l) = 0 \\ \mathbf{u}_i^c(l) = 0 \end{array} \right) \forall l = 1, \dots, n \end{array} \right) \vee \left(\begin{array}{c} \mathbf{z}^O(i) = 0 \\ \mathbf{u}_i^c = \mathbf{0}_n \\ \mathbf{y}_i^c = \mathbf{0}_m \end{array} \right) \forall i = 1, \dots, m \quad (4.14)$$

Cambios en las perturbaciones:

$$\left(\begin{array}{c} \mathbf{y}_j^d = \mathbf{Gu}_j^d - \mathbf{D}(:, j) \\ \left(\begin{array}{c} \mathbf{z}^O(k) = 1 \\ \mathbf{y}_j^d(k) = 0 \end{array} \right) \vee \left(\begin{array}{c} \mathbf{z}^O(k) = 0 \\ \mathbf{y}_j^d(k) \text{ libre} \end{array} \right) \forall k = 1, \dots, m \\ \left(\begin{array}{c} \mathbf{z}^I(l) = 1 \\ \mathbf{u}_j^d(l) \text{ libre} \end{array} \right) \vee \left(\begin{array}{c} \mathbf{z}^I(l) = 0 \\ \mathbf{u}_j^d(l) = 0 \end{array} \right) \forall l = 1, \dots, n \end{array} \right) \forall j = 1, \dots, p \quad (4.15)$$

4.5. Reformulación Final - Modelo MIQP

Se puede observar en las disyunciones que las variables $(\mathbf{y}_i^c, \mathbf{u}_i^c)$ e $(\mathbf{y}_j^d, \mathbf{u}_j^d)$ contienen las soluciones obtenidas al resolver el sistema de ecuaciones generado para cada i -ésimo cambio de set-point y cada j -ésimas perturbación, respectivamente. Estas soluciones son obtenidas de acuerdo a las VCs y VMs seleccionadas por las variables binarias \mathbf{z}^O y \mathbf{z}^I . Por ejemplo para los cambios de set-point, en la disyunción (ec. 4.14) se puede observar que:

- Si la i -ésima variable de salida es controlada, entonces se le aplicará un cambio de set-point, i.e. $\mathbf{y}_i^c = \mathbf{G}\mathbf{u}_i^c - \mathbf{v}_i$. En caso contrario, no se realizará ninguna acción sobre dicha salida. Estas dos condiciones están representadas con las disyunciones superiores controladas por $\mathbf{z}^O(i)$. Es decir, si se verifica la primera disyunción ($\mathbf{z}^O(i) = 1$) la ecuación $\mathbf{y}_i^c = \mathbf{G}\mathbf{u}_i^c - \mathbf{v}_i$ es incorporada al problema, en caso contrario, i.e. se verifica la segunda disyunción ($\mathbf{z}^O(i) = 0$), y dicha ecuación desaparece (es redundante).
- Si la k -ésima variable de salida es controlada entonces para cualquier cambio de set-point i dicha variable no presentará desvío respecto a su valor nominal ($\mathbf{y}_i^c(k) = 0$). En caso contrario dicha variable quedará libre, y su valor será calculada por la ecuación $\mathbf{y}_i^c = \mathbf{G}\mathbf{u}_i^c - \mathbf{v}_i$ para cualquier cambio de set-point i . Estas dos condiciones están representadas en las disyunciones internas controladas por la variable binaria $\mathbf{z}^O(k)$.
- Si la l -ésima variable de entrada es una variable manipulada, entonces dicha variable quedará libre. En caso contrario, dicha variable es fijada a cero ($\mathbf{u}_i^c(l) = 0$). Estas dos condiciones están representadas en las disyunciones internas controladas por $\mathbf{z}^I(l)$.

De forma similar pueden analizarse las disyunciones de la ec. 4.15 destinadas a modelar los j -ésimos cambios de las perturbaciones.

Las disyunciones presentadas en las ecs. 4.14 y 4.15 son transformadas en un conjunto de restricciones de desigualdad aplicando una técnica de modelado llamada big-M. Esta conocida técnica se basa en formular restricciones que son aplicadas solo cuando se cumplen ciertas condiciones sobre las variables binarias. De esta manera, en la nueva formulación propuesta, el subproblema SSD está definido por las ecs. 4.12b a 4.12j.

A continuación explicaremos como se vincula la reformulación propuesta con el modelado original y como se representan las restricciones tipo big-M asociadas a los cambios de set-point i.e., como se representan las ecs. 4.12b, 4.12d, 4.12e, y 4.12g. Para ello, vamos a asumir que el conjunto de variables manipuladas y controladas están definidos. Es decir que los vectores \mathbf{z}^I y \mathbf{z}^O tienen ciertos valores binarios fijos, de manera que $\|\mathbf{z}^O\|_1 = \|\mathbf{z}^I\|_1 = q$. Es importante notar que las disyunciones son aplicadas tanto para las variables de salida controladas como para las no controladas. Por lo tanto vamos a analizar como se construyen los sistemas de ecuaciones para estos dos tipos de variables de salida.

Inicialmente vamos a explicar cómo funciona la reformulación para cambios de set-point de variables controladas (i.e., $i \in \text{VCs}$). Si \mathbf{T}_O y \mathbf{T}_I están dados por la ec. 4.4f y definimos

$$\mathbf{P} = \begin{bmatrix} \mathbf{T}_O \\ \mathbf{T}_O \end{bmatrix}, \quad \mathbf{Q} = [\mathbf{T}_I \quad \bar{\mathbf{T}}_I] \quad (4.16)$$

entonces, por construcción, se mantienen las siguientes relaciones:

$$\mathbf{P} \mathbf{1}_m = \mathbf{1}_m, \quad \mathbf{P} \mathbf{z}^O = \begin{bmatrix} \mathbf{1}_q \\ \mathbf{0}_{m'} \end{bmatrix}, \quad \mathbf{Q} \mathbf{Q}^T = \mathbf{I}_n, \quad \text{y} \quad \mathbf{Q}^T \mathbf{z}^I = \begin{bmatrix} \mathbf{1}_q \\ \mathbf{0}_{n'} \end{bmatrix} \quad (4.17)$$

donde $m' = m - q$ y $n' = n - q$. Usando las restricciones 4.17, si pre-multiplicamos por \mathbf{P} la ec. 4.12b y consideramos la identidad $\mathbf{G} \mathbf{u}_i^c = \mathbf{G} (\mathbf{Q} \mathbf{Q}^T) \mathbf{u}_i^c$, se obtiene la siguiente ecuación:

$$-M \begin{bmatrix} \mathbf{0}_q \\ \mathbf{1}_{m'} \end{bmatrix} \leq \begin{bmatrix} (\mathbf{T}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I) & (\mathbf{T}_O \mathbf{G} \bar{\mathbf{T}}_I) \\ (\bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I) & (\bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{G} \bar{\mathbf{T}}_I) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{T}_I^T \\ \bar{\mathbf{T}}_I^T \end{bmatrix} \mathbf{u}_i^c - \mathbf{P} \mathbf{v}_i \leq M \begin{bmatrix} \mathbf{0}_q \\ \mathbf{1}_{m'} \end{bmatrix} \quad (4.18)$$

Esta ecuación (ec. 4.18) puede separarse en variables de salida controlada (ec. 4.19) y no controladas (ec. 4.20).

$$-M\mathbf{0}_q \leq \begin{bmatrix} (\mathbf{T}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I) & (\mathbf{T}_O \mathbf{G} \bar{\mathbf{T}}_I) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{T}_I^T \\ \bar{\mathbf{T}}_I^T \end{bmatrix} \mathbf{u}_i^c - \mathbf{T}_O \mathbf{v}_i \leq M\mathbf{0}_q \quad (4.19)$$

$$-M\mathbf{1}_{m'} \leq \begin{bmatrix} (\bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I) & (\bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{G} \bar{\mathbf{T}}_I) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{T}_I^T \\ \bar{\mathbf{T}}_I^T \end{bmatrix} \mathbf{u}_i^c - \bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{v}_i \leq M\mathbf{1}_{m'} \quad (4.20)$$

De esta manera la ec. 4.12b es transformada en una igualdad para las q variables controladas y en desigualdad para las m' variables no controladas. La primera transformación se obtiene ya que los límites inferior y superior de la ec. 4.19 son iguales a cero. Mientras que la segunda transformación, se produce ya que los límites inferiores y superiores de la ec. 4.20 son iguales a $-M$ y M , respectivamente. Por esto último y dado que los valores de M son los suficientemente grandes, las restricciones dadas por la ec. 4.20 no influyen en el problema, es decir son redundantes. De esta manera podremos concluir que para cada cambio de set-point las únicas ecuaciones que debemos tener en cuenta son las definidas para las variables controladas. Por otro lado el término $\mathbf{T}_O \mathbf{v}_i$ representa el cambio de set-point (ya que \mathbf{v}_i contiene un uno en el i -ésimo elemento y cero en los restantes).

Continuando el análisis, si pre-multiplicamos por \mathbf{Q}^T la ec. 4.12e tendremos:

$$-M \begin{bmatrix} \mathbf{1}_q \\ \mathbf{0}_{n'} \end{bmatrix} \leq \begin{bmatrix} \mathbf{T}_I^T \\ \bar{\mathbf{T}}_I^T \end{bmatrix} \mathbf{u}_i^c \leq M \begin{bmatrix} \mathbf{1}_q \\ \mathbf{0}_{n'} \end{bmatrix} \quad (4.21)$$

Realizando un razonamiento similar al hecho con la ec. 4.18 se puede observar que todos los componentes del vector \mathbf{u}_i^c que no son seleccionadas como VMs son llevados a cero por las restricciones big-M (dado que tanto el límite inferior y superior se igualan a cero). Por el contrario si dicha componente es seleccionada para el control queda liberada entres dos cotas suficientemente grandes para que no afecte a la solución del problema.

De esta forma, el sistema de ecuaciones final (obtenido eliminando las ecuaciones redundantes) que es necesarios resolver para cada cambio de set-point de las q variables controladas, vienen dados por las ecs. 4.19 y 4.21. Estos sistemas permiten obtener los valores de las entradas (\mathbf{u}_i^c).

Finalmente, si utilizamos el mismo procedimiento aplicado a la ec. 4.18 en la ec. 4.12g, obtendremos la ec. 4.22.

$$\mathbf{P} \mathbf{y}_i^c = \begin{bmatrix} (\mathbf{T}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I) & (\mathbf{T}_O \mathbf{G} \bar{\mathbf{T}}_I) \\ (\bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I) & (\bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{G} \bar{\mathbf{T}}_I) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{T}_I^T \\ \bar{\mathbf{T}}_I^T \end{bmatrix} \mathbf{u}_i^c - \mathbf{P} (\mathbf{v}_i \otimes \mathbf{z}^O) \quad (4.22)$$

En la ec. 4.22, el término $\mathbf{P} (\mathbf{v}_i \otimes \mathbf{z}^O)$ es igual a $\mathbf{P} \mathbf{v}_i$ ya que i es una variable controlada (i.e., $\mathbf{z}^O(i) = 1$). Separando esta ecuación en variables controladas y no controladas obtenemos las ecs. 4.23 y 4.24.

$$\mathbf{T}_O \mathbf{y}_i^c = \begin{bmatrix} (\mathbf{T}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I) & (\mathbf{T}_O \mathbf{G} \bar{\mathbf{T}}_I) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{T}_I^T \\ \bar{\mathbf{T}}_I^T \end{bmatrix} \mathbf{u}_i^c - \mathbf{T}_O \mathbf{v}_i \quad (4.23)$$

$$\bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{y}_i^c = \begin{bmatrix} (\bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I) & (\bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{G} \bar{\mathbf{T}}_I) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{T}_I^T \\ \bar{\mathbf{T}}_I^T \end{bmatrix} \mathbf{u}_i^c - \mathbf{0}_m \quad (4.24)$$

Si comparamos las ecs. 4.19 y 4.23 podemos observar que la única solución factible para las desviaciones (\mathbf{y}_i^c) sobre las q variables controladas (VCs) es 0. Por otro lado, la ec. 4.24 nos permite calcular los valores de las desviaciones de las variables no controladas (VNCs) ya que el vector \mathbf{u}_i^c presenta componentes diferentes a cero.

Si ahora consideramos las ecs. 4.19, 4.20, 4.24 y 4.23 para un cambio de set-point de una variable no controlada, i.e. $i \notin \text{VCs}$, podremos ver que dado que la ec. 4.12d fuerza la condición $\mathbf{u}_i^c = \mathbf{0}_n$, la única solución posible de obtener es $\mathbf{y}_i^c = \mathbf{0}_m$. De esta manera logramos modelar la disyunción 4.14 que está controlada por $\mathbf{z}^O(i) = 0$. Cabe destacar que la solución trivial $\mathbf{u}_i^c = \mathbf{0}_n$ es factible en las ecs. 4.19 y 4.20.

Por lo descrito anteriormente, se puede ver que para cambios de set-point de las variables controladas, i.e. $i \in \text{VCs}$, el vector de desviaciones \mathbf{y}_i^c presentará valores en aquellas variables no controladas y cero el resto de los elementos. Por el contrario si $i \notin \text{VCs}$, \mathbf{y}_i^c tomara la solución trivial.

Esta es la manera de como las variables de selección (\mathbf{z}^O y \mathbf{z}^I) realizan indirectamente una partición sobre la matriz \mathbf{G} . Es decir, los subsistemas dados por $\mathbf{G}_s = \mathbf{T}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I$ y $\mathbf{G}_r = \bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I$ (ver también las ecs. 4.4g y 4.4h) son tenidas en cuenta en las ecs. 4.18 y 4.22, respectivamente. Sin embargo, esta partición no es realizada directamente sobre \mathbf{G} , sino sobre las variables \mathbf{u}_i^c e \mathbf{y}_i^c .

Un razonamiento similar se puede aplicar a las ecs. 4.12c, 4.12f, y 4.12h para demostrar que \mathbf{y}_j^d y \mathbf{u}_j^d representan la solución de la ec. 4.13 para las j -ésimas perturbaciones. En este caso, cabe destacar, que la formulación es más simple ya que todas las perturbaciones son consideradas, i.e. no se realiza una selección sobre las perturbaciones como ocurre con las variables de salida.

Por otro lado, las restantes restricciones del subproblema SSD, ecs. 4.12i y 4.12j, garantizan que el número de VCs y VMs sean iguales (estructuras de control cuadradas) y que el número de lazos de control sean mayor o igual que q^{\max} . Es importante notar que q^{\max} puede ser seleccionado por el usuario en el rango de $1 \leq q^{\max} \leq \min(m, n)$. Cuando $q^{\max} = \min(m, n)$, la ec. 4.12j es redundante.

Finalmente, daremos una demostración de como se calcula el índice SSD en el problema reformulado. Para ello, si consideramos un sistema genérico $\mathbf{y}_i = \mathbf{A} \mathbf{r}_i$ donde \mathbf{y}_i es el vector de desviaciones asociadas a los i -ésimos cambios unitarios predefinidos en \mathbf{r} (i.e., el vector \mathbf{r}_i tiene un valor unitario en la posición i y cero en las restantes). Entonces, la suma de las desviaciones cuadráticas para todas las variables consideradas individualmente resulta $\sum_{i=1}^m \|\mathbf{y}_i\|_2^2 = \text{tr}(\mathbf{A}^T \mathbf{A}) = \|\mathbf{A}\|_F^2$. De esta forma, para calcular el índice SSD, recordando la ec. 4.5 se tiene que:

$$\mathbf{y}_r^{\text{sp}} = (\mathbf{G}_r \mathbf{G}_s^{-1}) \mathbf{y}_s^{\text{sp}}, \quad \mathbf{y}_r^d = (\mathbf{D}_r - \mathbf{G}_r \mathbf{G}_s^{-1} \mathbf{D}_s) \mathbf{d}^* \quad (4.25)$$

Por lo tanto, dado una selección de VCs y VMs, la solución de las ecs. 4.12b a 4.12h incluyen múltiples soluciones válidas de la ec. 4.25. Por un lado, $\mathbf{y}_r^{\text{sp}} = \bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{y}_i^c$ y $\mathbf{y}_s^{\text{sp}} = \mathbf{T}_O \mathbf{v}_i$ resuelven la ec. 4.25 para cada i . Por otra parte, $\mathbf{y}_r^d = \bar{\mathbf{T}}_O \mathbf{y}_j^d$ y $\mathbf{d}^* = \mathbf{v}_j$ se aplica para cada j . Por lo tanto, el índice SSD en la ec. 4.4b es equivalente a $\sum_{i=1}^m \|\mathbf{y}_i^c\|_2^2 + \sum_{j=1}^p \|\mathbf{y}_j^d\|_2^2$, que a su vez es equivalente a los primeros dos primeros términos de la función objetivo dada en la eq. 4.12a.

A continuación se utilizará un ejemplo simple con el objetivo de mostrar como las diferentes restricciones de la formulación MIQP permiten realizar la selección de las variables de salida y de entrada para el subproblema SSD. Utilizaremos, en este caso, la representación escalar (detallada en el Ap. B.2) de las ecs. 4.12b a 4.12j.

Caso Simple - Subproblema SSD

El proceso utilizado como ejemplo presenta $m = 3$ salidas, $n = 3$ entradas y $p = 1$ perturbaciones. Los parámetros para las restricciones big-M se fija en 100. La matriz de función de transferencia (TFM) de este ejemplo viene dada por:

$$\begin{aligned} \mathbf{y}(s) &= \mathbf{G}(s) \mathbf{u}(s) + \mathbf{D}(s) \mathbf{d}^*(s) \\ &= \begin{bmatrix} g_{11}(s) & g_{12}(s) & g_{13}(s) \\ g_{21}(s) & g_{22}(s) & g_{23}(s) \\ g_{31}(s) & g_{32}(s) & g_{33}(s) \end{bmatrix} \mathbf{u}(s) + \begin{bmatrix} d_{11}(s) \\ d_{21}(s) \\ d_{31}(s) \end{bmatrix} \mathbf{d}^*(s) \end{aligned} \quad (4.26)$$

donde las ganancias correspondientes de la matriz en estado estacionario son $\mathbf{G}(s=0)$ y $\mathbf{D}(s=0)$. Asumimos que la estructura de control óptima viene determinada por los siguientes vectores de selección de entradas y salidas:

$$\mathbf{z}^O = [1 \quad 1 \quad 0]^T \quad \mathbf{z}^I = [1 \quad 1 \quad 0]^T \quad (4.27)$$

Podemos ver que las salidas y_1 y y_2 son seleccionadas para ser VCs, dado que $z_1^O = 1$ y $z_2^O = 1$. De forma similar, las variables de entrada u_1 y u_2 son seleccionadas como VMs ($z_1^I = 1$ y $z_2^I = 1$). A continuación analizaremos el problema SSD para cambios de set-point y perturbaciones.

Ejemplo 4.5.1.1. Subproblema SSD para cambios de set-point.

Para el caso de cambios de set-point, es necesario analizar los sistemas de ecuaciones generados por los vectores de selección de entradas y salidas (\mathbf{z}^I , \mathbf{z}^O), tanto para cambios en VCs, así como para VNCs.

- (a) **Cambios de set-point para VCs.** Analizando un cambio de set-point para una variable de salida controlada, e.g. y_1 ($i = 1$), las ecs. 4.12b, 4.12e y 4.12g en su forma escalar (ecs. B.1b, B.1e y B.1g del apéndice), pueden escribirse de la siguiente forma:

$$g_{1,1} u_{1,1}^c + g_{1,2} u_{2,1}^c + g_{1,3} u_{3,1}^c - 1 = 0 \quad (4.28a)$$

$$g_{2,1} u_{1,1}^c + g_{2,2} u_{2,1}^c + g_{2,3} u_{3,1}^c - 0 = 0 \quad (4.28b)$$

$$-100 \leq g_{3,1} u_{1,1}^c + g_{3,2} u_{2,1}^c + g_{3,3} u_{3,1}^c - 0 \leq 100 \quad (4.28c)$$

$$-100 \leq u_{1,1}^c \leq 100 \quad (4.28d)$$

$$-100 \leq u_{2,1}^c \leq 100 \quad (4.28e)$$

$$-100 \leq u_{3,1}^c \leq 100 \quad (4.28f)$$

$$-100 \leq u_{1,1}^c \leq 100 \quad (4.28g)$$

$$-100 \leq u_{2,1}^c \leq 100 \quad (4.28h)$$

$$u_{3,1}^c = 0 \quad (4.28i)$$

$$y_{1,1}^c - (g_{1,1} u_{1,1}^c + g_{1,2} u_{2,1}^c + g_{1,3} u_{3,1}^c) + 1 = 0 \quad (4.28j)$$

$$y_{1,2}^c - (g_{2,1} u_{1,1}^c + g_{2,2} u_{2,1}^c + g_{2,3} u_{3,1}^c) + 0 = 0 \quad (4.28k)$$

$$y_{1,3}^c - (g_{3,1} u_{1,1}^c + g_{3,2} u_{2,1}^c + g_{3,3} u_{3,1}^c) + 0 = 0 \quad (4.28l)$$

De la ec. 4.28 se pueden deducir las siguientes conclusiones. Por un lado, dado que la variable de salida y_3 no es controlada, la ec. 4.28c es redundante y puede descartarse. Es por ello, que las ecs. 4.28a y 4.28b son las únicas ecuaciones necesarias para obtener los valores de las variables manipuladas necesarios para producir el cambio de set-point sobre la variable y_1 . Por otro lado, mientras que las variables $u_{1,1}^c$ y $u_{2,1}^c$ están liberadas, la variable u_3 es fijada a cero por las restricciones big-M (ec. 4.28i) ya que es una entrada no seleccionada como manipulada, i.e. se fija a cero la componente asociada a este cambio de set-point ($u_{3,1}^c$).

Si ahora analizamos las ecs. 4.28a y 4.28j se puede observar que el término entre paréntesis es igual a 1. Por lo tanto, la variable $y_{1,1}^c$ toma el valor cero. Realizando un análisis similar sobre los pares de ecuaciones 4.28b, 4.28k y 4.28c, 4.28l, podemos ver que $y_{1,3}^c$ es la única variable que presenta una desviación ya que el término entre paréntesis es diferente a cero. Esto es producido ya que las variables $u_{1,1}^c$ y $u_{2,1}^c$ presentan un valor capaz de acomodar el cambio de set-point sobre la salida considerada y obtenido al resolver el sistema formado por las ecs. 4.28 a 4.28i.

Por lo tanto, en este ejemplo la variable $y_{1,3}^c$ contiene el valor del desvío de la variable no controlada (y_3) cuando se realiza el cambio unitario de set-point para la variable y_1 ($\mathbf{v}_1 = [1\ 0\ 0]^T$).

Finalmente, un análisis similar puede aplicarse para el cambio de set-point sobre la variable y_2 (estableciendo $i = 2$ y $\mathbf{v}_1 = [0\ 1\ 0]^T$). Para este cambio de set-point se obtendría la componente $y_{2,3}^c$.

- (b) **Cambios de set-point para VNCs.** Si ahora analizamos el cambio de set-point para una variable de salida no controlada, i.e. y_3 ($i = 3$), las ecs. 4.12b, 4.12c, 4.12e y 4.12g en su forma escalar pueden escribirse de la siguiente forma:

$$g_{1,1} u_{1,3}^c + g_{1,2} u_{2,3}^c + g_{1,3} u_{3,3}^c - 0 = 0 \quad (4.29a)$$

$$g_{2,1} u_{1,3}^c + g_{2,2} u_{2,3}^c + g_{2,3} u_{3,3}^c - 0 = 0 \quad (4.29b)$$

$$-100 \leq g_{3,1} u_{1,3}^c + g_{3,2} u_{2,3}^c + g_{3,3} u_{3,3}^c - 1 \leq 100 \quad (4.29c)$$

$$u_{1,3}^c = 0 \quad (4.29d)$$

$$u_{2,3}^c = 0 \quad (4.29e)$$

$$u_{3,3}^c = 0 \quad (4.29f)$$

$$-100 \leq u_{1,3}^c \leq 100 \quad (4.29g)$$

$$-100 \leq u_{2,3}^c \leq 100 \quad (4.29h)$$

$$u_{3,3}^c = 0 \quad (4.29i)$$

$$y_{3,1}^c - (g_{1,1} u_{1,3}^c + g_{1,2} u_{2,3}^c + g_{1,3} u_{3,3}^c) + 0 = 0 \quad (4.29j)$$

$$y_{3,2}^c - (g_{2,1} u_{1,3}^c + g_{2,2} u_{2,3}^c + g_{2,3} u_{3,3}^c) + 0 = 0 \quad (4.29k)$$

$$y_{3,3}^c - (g_{3,1} u_{1,3}^c + g_{3,2} u_{2,3}^c + g_{3,3} u_{3,3}^c) + 0 = 0 \quad (4.29l)$$

De las ecs. 4.29d - 4.29f se puede observar que todas las manipuladas están fijadas a cero. En consecuencia, todas las desviaciones de las variables de salida $y_{3,1}^c$, $y_{3,2}^c$, y $y_{3,3}^c$ adquieren el valor de cero en las ecs. 4.29j - 4.29l. Es decir, que la formulación produce que las desviaciones de todas las salidas tomen el valor de cero cuando se produce un cambios de set-point sobre una VNCs (es decir la variable y_3 en este ejemplo). En otras palabras, si $i \in \text{VNCs}$, la formulación MIQP propuesta garantiza que $u_{l,i}^c = 0$ y $y_{i,k}^c = 0$ para todos los $l = 1, \dots, n$ y $k = 1, \dots, m$, respectivamente.

Ejemplo 4.5.1.2. Subproblema SSD para cambios en las perturbaciones.

Ahora vamos a analizar las restricciones que modelan cambios unitarios en las perturbaciones (i.e., ecs. 4.12c, 4.12g y 4.12i). En el ejemplo presentado sólo se considera una única perturbación ($j = 1$), por lo tanto el sistema de ecuaciones obtenido queda formado de la siguiente manera:

$$g_{1,1} u_{1,1}^d + g_{1,2} u_{2,1}^d + g_{1,3} u_{3,1}^d + d_{1,1} = 0 \quad (4.30a)$$

$$g_{2,1} u_{1,1}^d + g_{2,2} u_{2,1}^d + g_{2,3} u_{3,1}^d + d_{2,1} = 0 \quad (4.30b)$$

$$-100 \leq g_{3,1} u_{1,1}^d + g_{3,2} u_{2,1}^d + g_{3,3} u_{3,1}^d + d_{3,1} \leq 100 \quad (4.30c)$$

$$-100 \leq u_{1,1}^d \leq 100 \quad (4.30d)$$

$$-100 \leq u_{2,1}^d \leq 100 \quad (4.30e)$$

$$u_{3,1}^d = 0 \quad (4.30f)$$

$$y_{1,1}^d - (g_{1,1} u_{1,1}^d + g_{1,2} u_{2,1}^d + g_{1,3} u_{3,1}^d) - d_{1,1} = 0 \quad (4.30g)$$

$$y_{1,2}^d - (g_{2,1} u_{1,1}^d + g_{2,2} u_{2,1}^d + g_{2,3} u_{3,1}^d) - d_{2,1} = 0 \quad (4.30h)$$

$$y_{1,3}^d - (g_{3,1} u_{1,1}^d + g_{3,2} u_{2,1}^d + g_{3,3} u_{3,1}^d) - d_{3,1} = 0 \quad (4.30i)$$

Siguiendo el análisis realizado para cambios de set-point en VCs, podemos observar que las ecuaciones asociadas a las salidas no controladas (e.g. y_3) son redundantes (i.e., ec. 4.30c) y por lo tanto pueden ser descartadas. De esta manera, estas ecuaciones no afectan al calculo de las variables manipuladas ($u_{l,j}^d$). Por otro lado, se puede ver que la ec. 4.30f fija la variable manipulada $u_{3,1}^d$ a cero, dado que u_3 no es seleccionada para el control. Por otro lado, las variables $y_{1,1}^d$ y $y_{1,2}^d$ toman el valor cero (VC) y la variable $y_{1,3}^d$ (VNC) queda libre para ser calculada por la ec. 4.30i ya que el término entre paréntesis no

se ve cancelado. De esta forma, mientras que las variables controladas son conducidas a cero por las restricciones, las variables de salida no controladas se verán afectadas por las perturbaciones y se puede cuantificar el efecto. Finalmente, si tuviésemos más perturbaciones ingresando al sistema, el tratamiento aplicado sería similar.

4.5.2. El Subproblema NLE

El diseño de la estructura del controlador basado en el índice NLE, descrita en la Sección 4.3.2, es modelada mediante las ecs. 4.12k-4.12q. Siguiendo una estrategia similar a la trabajada con el subproblema SSD abordaremos las matrices de partición definidas en las ecs. 4.4f-4.4h, el producto Hadamard no lineal de la ec. 4.4i y la operación matricial no lineal de la ec. 4.4c. Observando la ec. 4.10 y si se consideran de manera separada los cambios de set-points y las perturbaciones, se pueden formular los siguiente sistemas de ecuaciones:

$$\begin{array}{l} \text{Cambio de Set-point} \left[\begin{array}{l} \mathbf{y}_i^{\text{nc}} = \mathbf{v}_i - \tilde{\mathbf{G}}\mathbf{u}_i^{\text{c}} \\ \forall i \in \text{VCs} \end{array} \right. \quad \text{Ingreso de Perturbaciones} \left[\begin{array}{l} \mathbf{y}_j^{\text{nd}} = -\tilde{\mathbf{G}}\mathbf{u}_j^{\text{d}} \\ \forall j = 1, \dots, p \end{array} \right. \end{array} \quad (4.31)$$

En la ec. 4.31, la matriz $\tilde{\mathbf{G}}$ sólo incluirá las entradas de \mathbf{G} seleccionadas por la estructura del controlador. Es por ello que se crea una nueva matriz de variables binarias de dimensión $(m \times n)$ para seleccionar ciertas entradas de \mathbf{G} . Si utilizamos el mismo enfoque de modelado que el trabajo original, $\tilde{\mathbf{G}} = (\mathbf{G} \otimes \mathbf{z}^{\text{n}})$, se incorporarían al modelo bilinealidades. Es por ello que en esta sección se considera un enfoque diferente de modelado.

Si consideramos que el producto entre $\tilde{\mathbf{G}}$ y \mathbf{u}_i^{c} de la ec. 4.31 puede ser calculado como $\tilde{\mathbf{G}}\mathbf{u}_i^{\text{c}} = (\mathbf{G} \otimes \mathbf{z}^{\text{n}})\mathbf{u}_i^{\text{c}} = (\mathbf{G} \otimes [\mathbf{z}^{\text{n}} \otimes \mathbf{1}_m(\mathbf{u}_i^{\text{c}})^T]) \mathbf{1}_n$. Podemos ver que el término entre paréntesis puede obtenerse usando restricciones del tipo big-M (i.e., restricciones lineales) y de esta forma evitar los términos bilineales en el modelo. Un razonamiento similar puede aplicarse al producto $\tilde{\mathbf{G}}\mathbf{u}_j^{\text{d}}$.

La representación en disyunciones de la ec. 4.31, para cambios de set-points y perturbaciones se presenta en las ecs. 4.32 y 4.32, respectivamente.

Cambios en los set-points:

$$\left(\begin{array}{l} \mathbf{z}^{\text{n}}(k, l) = 1 \\ \mathbf{u}_i^{\text{nc}}(k, l) = \mathbf{u}_i^{\text{c}}(l) \\ \left(\begin{array}{l} \mathbf{z}^{\text{o}}(k) = 1 \\ \mathbf{y}_i^{\text{nc}}(k) = \text{libre} \end{array} \right) \vee \left(\begin{array}{l} \mathbf{z}^{\text{o}}(k) = 0 \\ \mathbf{y}_i^{\text{nc}}(k) = 0 \end{array} \right) \\ \forall i = 1, \dots, m \end{array} \right) \vee \left(\begin{array}{l} \mathbf{z}^{\text{n}}(k, l) = 0 \\ \mathbf{u}_i^{\text{nc}}(k, l) = 0 \\ \mathbf{y}_i^{\text{nc}}(k) = 0 \\ \forall i = 1, \dots, m \end{array} \right) \quad \forall k = 1, \dots, m \quad \forall l = 1, \dots, n \quad (4.32)$$

Cambios en las perturbaciones:

$$\left(\begin{array}{l} \mathbf{z}^{\text{n}}(k, l) = 1 \\ \mathbf{u}_j^{\text{nd}}(k, l) = \mathbf{u}_j^{\text{d}}(l) \\ \mathbf{y}_i^{\text{nd}}(k) = \text{libre} \\ \forall j = 1, \dots, p \end{array} \right) \vee \left(\begin{array}{l} \mathbf{z}^{\text{n}}(k, l) = 0 \\ \mathbf{u}_j^{\text{nd}}(k, l) = 0 \\ \mathbf{y}_i^{\text{nd}}(k) = 0 \\ \forall j = 1, \dots, p \end{array} \right) \quad \forall k = 1, \dots, m \quad \forall l = 1, \dots, n \quad (4.33)$$

En primer lugar, de acuerdo a lo discutido anteriormente se puede observar que es necesario definir nuevas variables continuas \mathbf{u}_i^{nc} y \mathbf{u}_j^{nd} asociadas con la estructura del controlador para cada cambio en los set-points y en las perturbaciones. Las restricciones big-M en las ecs. 4.12k-4.12n define estas entradas y modelan las disyunciones controladas por la variable binaria $\mathbf{z}^{\text{n}}(k, l)$. Si observamos las ecs. 4.12k y 4.12l, podemos ver que si $\mathbf{z}^{\text{n}}(k, l) = 1$ entonces $\mathbf{u}_i^{\text{nc}}(k, l) = \mathbf{u}_i^{\text{c}}(l)$, $\forall i$, y $\mathbf{u}_j^{\text{nd}}(k, l) = \mathbf{u}_j^{\text{d}}(l)$, $\forall j$. En caso contrario, si $\mathbf{z}^{\text{n}}(k, l) = 0$, $\mathbf{u}_i^{\text{nc}}(k, l)$ y $\mathbf{u}_j^{\text{nd}}(k, l)$ son llevadas a cero por las ecs. 4.12m y 4.12n. Como resultado, $\mathbf{u}_i^{\text{nc}} = [\mathbf{z}^{\text{n}} \otimes \mathbf{1}_m(\mathbf{u}_i^{\text{c}})^T]$ y $\mathbf{u}_j^{\text{nd}} = [\mathbf{z}^{\text{n}} \otimes \mathbf{1}_m(\mathbf{u}_j^{\text{d}})^T]$, siendo las expresiones a las cuales queríamos llegar para representar los productos $\tilde{\mathbf{G}}\mathbf{u}_i^{\text{c}}$ y $\tilde{\mathbf{G}}\mathbf{u}_j^{\text{d}}$.

Por otro lado, los vectores de desviaciones correspondientes a las salidas \mathbf{y}_i^{nc} y \mathbf{y}_j^{nd} (asociados a los i -ésimos cambios de set-point y las j -ésimas perturbaciones, respectivamente) son calculados por las

ecs. 4.12ñ y 4.12o. Como se puede observar en la disyunción interna controlada por $\mathbf{z}^O(k)$ para los cambios de set-point (ec. 4.32), las salidas que son controladas ($\mathbf{z}^O(k) = 1$) quedan libres y su valor es calculado con los valores de las entradas \mathbf{u}_i^{nc} . En caso contrario, es decir la salida no es controlada, \mathbf{y}_i^{nc} toma el valor de cero. De esta manera logramos modelar las disyunciones relacionadas con las variables de salida.

Si observamos el modelo MIQP, podemos ver que las ecs. 4.12p y 4.12q incorporan restricciones estructurales definidas. Las mismas garantizan que la estructura del controlador \mathbf{z}^n tenga sólo una entrada en aquellas posiciones que fueron definidas por la selección de las VCs y VMs, dadas por \mathbf{z}^O y \mathbf{z}^I , respectivamente. Por otro lado, aseguran que al menos se defina una estructura descentralizada.

Finalmente, de forma similar a lo realizado con el SSD, podemos deducir que el índice NLE puede ser calculado según $\sum_{i=1}^m \|\mathbf{y}_i^{\text{nc}}\|_2^2 + \sum_{j=1}^p \|\mathbf{y}_j^{\text{nd}}\|_2^2$. Este índice es equivalente a los últimos términos de la ec. 4.12a. A continuación se efectuará un análisis similar al realizado con el subproblema SSD con el objetivo de mostrar como las restricciones vinculadas con el subproblema NLE permiten seleccionar una estructura de control. Para ello se partirá de los datos y la solución (selección de VCs y VMs) mostrada en el ejemplo 4.5.1.

Caso Simple - Subproblema NLE

Ejemplo 4.5.2.1. Subproblema NLE para cambios de set-point .

Consideremos que las siguientes matrices definen la estructura de control óptima para el problema planteado en el ejemplo 4.5.1:

$$\mathbf{z}^n = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 1 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad \mathbf{z}^{\text{nd}} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (4.34)$$

es decir, el apareamiento descentralizado está dado por $y_1 - u_1$ y $y_2 - u_2$ y la estructura dispersa incorpora un lazo de control adicional dado por $y_2 - u_1$. El sistema de ecuaciones que se forma por las ecs. 4.12l, 4.12n y 4.12o, en su forma escalar, para el cambio de set-point de una variable controlada (e.g., y_1 , es decir, $i = 1$) viene dado por:

$$u_{1,1,1}^{\text{nc}} - u_{1,1}^c = 0 \quad (4.35a)$$

$$-100 \leq u_{1,1,2}^{\text{nc}} - u_{2,1}^c \leq 100 \quad (4.35b)$$

$$-100 \leq u_{1,1,3}^{\text{nc}} - u_{3,1}^c \leq 100 \quad (4.35c)$$

$$u_{1,2,1}^{\text{nc}} - u_{1,1}^c = 0 \quad (4.35d)$$

$$u_{1,2,2}^{\text{nc}} - u_{2,1}^c = 0 \quad (4.35e)$$

$$-100 \leq u_{1,2,3}^{\text{nc}} - u_{3,1}^c \leq 100 \quad (4.35f)$$

$$-100 \leq u_{1,3,1}^{\text{nc}} - u_{1,1}^c \leq 100 \quad (4.35g)$$

$$-100 \leq u_{1,3,2}^{\text{nc}} - u_{2,1}^c \leq 100 \quad (4.35h)$$

$$-100 \leq u_{1,3,3}^{\text{nc}} - u_{3,1}^c \leq 100 \quad (4.35i)$$

$$-100 \leq u_{1,1,1}^{\text{nc}} \leq 100 \quad (4.35j)$$

$$u_{1,1,2}^{\text{nc}} = 0 \quad (4.35k)$$

$$u_{1,1,3}^{\text{nc}} = 0 \quad (4.35l)$$

$$-100 \leq u_{1,2,1}^{\text{nc}} \leq 100 \quad (4.35m)$$

$$-100 \leq u_{1,2,2}^{\text{nc}} \leq 100 \quad (4.35n)$$

$$u_{1,2,3}^{\text{nc}} = 0 \quad (4.35ñ)$$

$$u_{1,3,1}^{\text{nc}} = 0 \quad (4.35o)$$

$$u_{1,3,2}^{\text{nc}} = 0 \quad (4.35p)$$

$$u_{1,3,3}^{nc} = 0 \quad (4.35q)$$

$$y_{1,1}^{nc} + g_{1,1} u_{1,1,1}^{nc} + g_{1,2} u_{1,1,2}^{nc} + g_{1,3} u_{1,1,3}^{nc} - 1 = 0 \quad (4.35r)$$

$$y_{1,2}^{nc} + g_{2,1} u_{1,2,1}^{nc} + g_{2,2} u_{1,2,2}^{nc} + g_{2,3} u_{1,2,3}^{nc} - 0 = 0 \quad (4.35s)$$

$$y_{1,3}^{nc} + g_{3,1} u_{1,3,1}^{nc} + g_{3,2} u_{1,3,2}^{nc} + g_{3,3} u_{1,3,3}^{nc} - 0 = 0 \quad (4.35t)$$

De las ecs. 4.35a-4.35c y ecs. 4.35j-4.35l, se puede observar que, mientras las variable manipulada $u_{1,1,1}^{nc}$ toma el valor de la entrada u_1 calculado para el cambio de set-point de la salida y_1 (dado por $u_{1,1}^c$), el resto de las variables ($u_{1,1,2}^{nc}$ y $u_{1,1,3}^{nc}$) toman el valor de cero ya que no son seleccionadas por la estructura del controlador. A su vez la variable $y_{1,1}^{nc}$ toma un valor diferente de cero por la ec. 4.35r. Debemos destacar, que $y_{1,1}^{nc}$ representa el efecto de carga neta para la salida y_1 (salida que es controlada) cuando ocurre un cambio unitario de set-point sobre dicha salida (es decir $i = 1$). De manera similar, en las ecs. 4.35d y 4.35e la variables $u_{1,2,1}^{nc}$ y $u_{1,2,2}^{nc}$ son equivalentes a las variables manipuladas u_1 y u_2 obtenidas para el cambio de set-point de la salida y_1 (representados por $u_{1,1}^c$ y $u_{2,1}^{nc}$, respectivamente). Por lo tanto, el efecto de carga neta sobre la variable y_2 tendrá un valor distinto de cero. Finalmente, la variable de salida y_3 no es controlada ($y_3 \in \text{VNCs}$) y por lo tanto no tiene efecto de carga neta. Por esto último, es que $y_{1,3}^{nc}$ se fija a cero. Esta conclusión se obtiene a partir de las ecs. 4.35o, 4.35p, 4.35q y 4.35t. Un análisis similar puede realizarse para evaluar el efecto de carga neta para el resto de los cambios de set-point y para los cambios en las perturbaciones del proceso.

4.5.3. Apareamiento Entrada-Salida Basado en la Matriz RGA

El problema de apareamiento entrada-salida es modelado con las ecs. 4.12r-4.12u. La idea principal es representar la estructura de control descentralizada con una nueva matriz de decisión \mathbf{z}^{nd} relacionada con la estructura de control dispersa \mathbf{z}^n . Este enfoque tiene dos objetivos: 1- la nueva matriz sirve como estructura de control base, alrededor de la cual se define la estructura dispersa y 2- permite utilizar la matriz de ganancia relativa (RGA) para definir el apareamiento entrada-salida, $\Lambda = \mathbf{G}_s \otimes (\mathbf{G}_s^{-1})^T$, donde \mathbf{G}_s es el proceso seleccionado para ser controlado. En otras palabras, la entradas unitarias en \mathbf{z}^{nd} corresponden a ganancias factibles en Λ .

La variable binaria \mathbf{z}^{nd} está restringidas por las ecs. 4.12r a 4.12s. Por un lado, la ecuación 4.12r define restricciones estructurales de factibilidad, garantizando un apareamiento uno a uno entre las VMs y VCs. Por otro lado, la ec. 4.12s garantiza que la estructura descentralizada sea el control base por sobre el cual se va a diseñar el control sparse.

A continuación realizaremos una reformulación en el cálculo de la matriz RGA evitando incorporar restricciones fuertemente no lineales en el modelo. Para ello es necesario recordar que según la definición dada por Bristol (1966b), cada elemento de la matriz Λ es definido como $\lambda_{il} = g_{il} \hat{g}_{li}$, donde

$$g_{il} = \left. \frac{\Delta y_i}{\Delta u_l} \right|_{u_k=0 \forall k \neq l, u_l: \text{libre}} \quad \text{y} \quad \hat{g}_{li} = \left. \frac{\Delta u_l}{\Delta y_i} \right|_{y_k=0 \forall k \neq i, y_i: \text{libre}} \quad (4.36)$$

En esta definición g_{li} y $1/\hat{g}_{li}$ representan las ganancias a lazo abierto y lazo cerrado, respectivamente, del proceso \mathbf{G}_s en estado estacionario. Considerando un proceso genérico \mathbf{G} de $(m \times n)$ con la siguiente matriz de ganancia a lazo abierto:

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} g_{11} & g_{12} & \cdots & g_{1n} \\ g_{21} & g_{22} & \cdots & g_{2n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_{m1} & g_{m2} & \cdots & g_{mn} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \Delta y_1 / \Delta u_1 & \Delta y_1 / \Delta u_2 & \cdots & \Delta y_1 / \Delta u_n \\ \Delta y_2 / \Delta u_1 & \Delta y_2 / \Delta u_2 & \cdots & \Delta y_2 / \Delta u_n \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \Delta y_m / \Delta u_1 & \Delta y_m / \Delta u_2 & \cdots & \Delta y_m / \Delta u_n \end{bmatrix} \quad (4.37)$$

donde la l -ésima columna está computada según la condición $\Delta u_k = 0, \forall k \neq l$. De forma similar, la ganancia a lazo cerrado puede ser calculada según,

$$\hat{\mathbf{G}} = \begin{bmatrix} \hat{g}_{11} & \hat{g}_{12} & \cdots & \hat{g}_{1m} \\ \hat{g}_{21} & \hat{g}_{22} & \cdots & \hat{g}_{2m} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{g}_{n1} & \hat{g}_{n2} & \cdots & \hat{g}_{nm} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \Delta u_1/\Delta y_1 & \Delta u_1/\Delta y_2 & \cdots & \Delta u_1/\Delta y_m \\ \Delta u_2/\Delta y_1 & \Delta u_2/\Delta y_2 & \cdots & \Delta u_2/\Delta y_m \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \Delta u_n/\Delta y_1 & \Delta u_n/\Delta y_2 & \cdots & \Delta u_n/\Delta y_m \end{bmatrix} \quad (4.38)$$

donde la i -ésima columna es computada según la condición $\Delta y_k = 0, \forall k \neq i$. De estas dos definiciones está claro que $\Lambda = \mathbf{G} \otimes \hat{\mathbf{G}}^T$. Considerando la definición de la ganancia a lazo cerrado en la ec. 4.36, tenemos que $\Delta u_i = \hat{g}_{li} \Delta y_i|_{y_k=0 \forall k \neq i, y_i: \text{libre}}$. Si consideramos un cambio unitario para Δy_i (al igual que en la sección 4.5.1) la columna en la ec. 4.38 se convierte en

$$\begin{bmatrix} \Delta u_1^c(1) & \Delta u_2^c(1) & \cdots & \Delta u_m^c(1) \\ \Delta u_1^c(2) & \Delta u_2^c(2) & \cdots & \Delta u_m^c(2) \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \Delta u_1^c(n) & \Delta u_2^c(n) & \cdots & \Delta u_m^c(n) \end{bmatrix} = [\mathbf{u}_1^c, \mathbf{u}_2^c, \dots, \mathbf{u}_m^c] \quad (4.39)$$

siendo \mathbf{u}_i^c con $i = 1, \dots, m$ las desviaciones en las entradas previamente calculadas en el subproblema SSD. Por lo tanto, la matriz RGA puede ser computada según $\Lambda = \mathbf{G} \otimes [\mathbf{u}_1^c, \mathbf{u}_2^c, \dots, \mathbf{u}_m^c]^T$ donde \mathbf{G} es una matriz real de tamaño fijo y \otimes es el producto Hadamard (producto elemento a elemento). Teniendo en cuenta la discusión anterior, la RGA puede ser evaluada según la ec. 4.12t. En esta ecuación se utilizan restricciones tipo big-M manejadas por la selección de la estructura de control descentralizado definida por \mathbf{z}^{nd} . Cabe destacar que la matriz \mathbf{y}^r incluye tanto las entradas seleccionadas y no seleccionadas por el control descentralizado (i.e., que están asociadas con los elementos iguales a uno y cero en la matriz \mathbf{z}^{nd} , respectivamente). Además la ec. 4.12u restringe los elementos seleccionados con el objetivo de garantizar un apareamiento entrada-salida factible. La factibilidad es garantizada a partir de parámetros δ_1 y δ_2 dado por el usuario. Finalmente, los elementos no seleccionados son fijados a cero por la ec. 4.12u. A continuación presentaremos un caso simple para mostrar como se realizó el modelado del apareamiento entrada salida basado en la matriz RGA.

Caso Simple - Apareamiento Entrada-Salida

Ejemplo 4.5.3.1. Apareamiento entrada-salida basado en la RGA.

Este problema utiliza como base el problema y el razonamiento presentado en los ejemplos 4.5.1 y 4.5.2. Suponiendo además que se requiere un mínimo de dos lazos de control ($q^{\min} = 2$) y el rango de interacción para los elementos de la matriz RGA viene dado por $[\delta_1, \delta_2] = [0.3, 30]$. Las ecs. 4.12t y 4.12u, que permiten definir el apareamiento entrada-salida, pueden escribirse de forma escalar (ecs. B.1t y B.1u) como se muestra a continuación,

$$y_{1,1}^r - g_{1,1} u_{1,1}^c = 0 \quad (4.40a)$$

$$-100 \leq y_{1,2}^r - g_{1,2} u_{2,1}^c \leq 100 \quad (4.40b)$$

$$-100 \leq y_{1,3}^r - g_{1,3} u_{3,1}^c \leq 100 \quad (4.40c)$$

$$-100 \leq y_{2,1}^r - g_{2,1} u_{1,2}^c \leq 100 \quad (4.40d)$$

$$y_{2,2}^r - g_{2,2} u_{2,2}^c = 0 \quad (4.40e)$$

$$-100 \leq y_{2,3}^r - g_{2,3} u_{3,2}^c \leq 100 \quad (4.40f)$$

$$-100 \leq y_{3,1}^r - g_{3,1} u_{1,3}^c \leq 100 \quad (4.40g)$$

$$-100 \leq y_{3,2}^r - g_{3,2} u_{2,3}^c \leq 100 \quad (4.40h)$$

$$-100 \leq y_{3,3}^r - g_{3,3} u_{3,3}^c \leq 100 \quad (4.40i)$$

$$0.3 \leq y_{1,1}^r \leq 30 \quad (4.40j)$$

$$y_{1,2}^r = 0 \quad (4.40k)$$

$$y_{1,3}^r = 0 \quad (4.40l)$$

$$y_{2,1}^r = 0 \quad (4.40m)$$

$$0.3 \leq y_{2,2}^r \leq 30 \quad (4.40n)$$

$$y_{2,3}^r = 0 \quad (4.40ñ)$$

$$y_{3,1}^r = 0 \quad (4.40o)$$

$$y_{3,2}^r = 0 \quad (4.40p)$$

$$y_{3,3}^r = 0 \quad (4.40q)$$

Las ecs.4.40a a 4.40e establecen, por un lado, que los elementos de la matriz RGA que fueron seleccionados por el control descentralizado son iguales al producto entre la ganancia del proceso y la correspondiente componente en el vector \mathbf{u}^c . Por otro lado, los elementos no seleccionados son fijados a cero. Finalmente, aquellos elementos seleccionados deben estar incluidos en el intervalo $[0.3, 30]$ dado por las ecs. 4.40j y 4.40n.

4.5.4. Criterio de Estabilidad/Robustez

El criterio de estabilidad/robustez mostrado en la ec. 4.4j es un análisis conocido de estado estacionario utilizado para el diseño de ECM (basadas en control por modelo interno), especialmente para los casos en que se diseñan controles tipo sparse. Dado que el análisis de auto-valores realizado en el modelo original introduce no linealidades en el problema, realizamos una reformulación de este criterio. A continuación se mostrarán propiedades básicas, sobre cualquier matriz, que serán necesarias para deducir el criterio de estabilidad.

Cualquier matriz real \mathbf{A} de tamaño $(n \times n)$ es llamada matriz positiva estable (PE) si $\text{Re}[\lambda_i(\mathbf{A})] > 0, \forall i = 1, \dots, n$, donde $\lambda_i(\cdot)$ calcula el i -ésimo auto-valor y $\text{Re}(\cdot)$ es la función que devuelve la parte real. Además, si \mathbf{A} es una matriz PE entonces \mathbf{A}^{-1} también es una matriz PE (Horn y Johnson, 1990). Por otro lado, sabiendo que cualquier matriz cuadrada real solo tiene auto-valores reales o complejos conjugados, podemos establecer que dada cualquier matriz \mathbf{A} PE real la siguiente condición sobre su traza es verdadera,

$$\text{tr}(\mathbf{A}) = \sum_{i=1}^n \lambda_i(\mathbf{A}) = \sum_{i=1}^n \text{Re}[\lambda_i(\mathbf{A})] = \sum_{i=1}^n a_{ii} > 0 \quad (4.41)$$

donde a_{ij} representa el elemento de la matriz \mathbf{A} en la posición (i, j) . Es importante notar que la condición inversa no es válida, i.e., una traza positiva no implica una matriz PE. Sin embargo, una traza negativa sí implica una matriz \mathbf{A} no PE, y este criterio es usado como un criterio de estabilidad/robustez necesario, pero no suficiente, dentro del modelo MIQP propuesto.

Si ahora considerando el producto $\mathbf{G}_s(\tilde{\mathbf{G}}_s)^{-1}$ y su inversa $\tilde{\mathbf{G}}_s(\mathbf{G}_s)^{-1}$, para un proceso \mathbf{G}_s ($q \times q$). La traza de este producto matricial se puede escribir como:

$$\begin{aligned} \text{tr}(\tilde{\mathbf{G}}_s(\mathbf{G}_s)^{-1}) &= \mathbf{r}_1^T (\tilde{\mathbf{G}}_s(\mathbf{G}_s)^{-1}) \mathbf{r}_1 + \mathbf{r}_2^T (\tilde{\mathbf{G}}_s(\mathbf{G}_s)^{-1}) \mathbf{r}_2 + \dots \\ &\quad + \mathbf{r}_q^T (\tilde{\mathbf{G}}_s(\mathbf{G}_s)^{-1}) \mathbf{r}_q \end{aligned} \quad (4.42)$$

donde el vector $\mathbf{r}_k \in \mathbb{R}^q$ es un vector columna con una entrada igual a uno en la posición k y cero en los otros elementos. De esta manera para evaluar la traza según la ec. 4.42, hay que recordar que la formulación dada por la ec. 4.12 está definida para trabajar con procesos no cuadrados, es decir \mathbf{G} de tamaños $(m \times n)$, donde la selección del subproceso cuadrado que será controlado, \mathbf{G}_s (de tamaño $q \times q$), es determinado por los vectores binarios \mathbf{z}^O y \mathbf{z}^I . Además, $\tilde{\mathbf{G}}_s$ es una selección particular de las entradas de \mathbf{G}_s . Por lo tanto es necesario realizar la siguiente deducción para adaptar la ec. 4.42 a matrices no cuadradas.

Teniendo en cuenta la matriz de transformación \mathbf{T}_O de tamaño $(q \times m)$, para cada k hay un vector unitario único \mathbf{v}_i de manera que $\mathbf{r}_k = \mathbf{T}_O \mathbf{v}_i$. De las ecs. 4.18 y 4.21 se deduce que $\mathbf{T}_I^T \mathbf{u}_i^c = (\mathbf{G}_s)^{-1} \mathbf{T}_O \mathbf{v}_i$, y dado que $\mathbf{G}_s = \mathbf{T}_O \mathbf{G} \mathbf{T}_I$ y $\tilde{\mathbf{G}}_s = \mathbf{T}_O \tilde{\mathbf{G}} \mathbf{T}_I$, entonces la ec. 4.42 se convierte en:

$$\begin{aligned} \text{tr} \left(\tilde{\mathbf{G}}_s (\mathbf{G}_s)^{-1} \right) &= \sum_{i=1}^m (\mathbf{T}_O \mathbf{v}_i)^T \tilde{\mathbf{G}}_s (\mathbf{G}_s)^{-1} (\mathbf{T}_O \mathbf{v}_i) \\ &= \sum_{i=1}^m \mathbf{v}_i^T \left(\mathbf{T}_O^T \tilde{\mathbf{G}}_s \mathbf{T}_I^T \right) \mathbf{u}_i^c \\ &= \sum_{i=1}^m \mathbf{v}_i^T \tilde{\mathbf{G}} \mathbf{u}_i^c \end{aligned} \quad (4.43)$$

Por otra parte, si en la ec. 4.31 se considera un cambio de set-point, la restricción dada por la ec. 4.12ñ implica que $\tilde{\mathbf{G}} \mathbf{u}_i^c = (\mathbf{v}_i \otimes \mathbf{z}^O) - \mathbf{y}_i^{\text{nc}}$ y la ec. 4.43 resulta:

$$\text{tr} \left(\tilde{\mathbf{G}}_s (\mathbf{G}_s)^{-1} \right) = \sum_{i=1}^m \mathbf{v}_i^T ((\mathbf{v}_i \otimes \mathbf{z}^O) - \mathbf{y}_i^{\text{nc}}) = \sum_{i=1}^m (\mathbf{z}^O(i) - \mathbf{y}_i^{\text{nc}}(i)) \quad (4.44)$$

para este último paso se utilizó la definición del vector columna \mathbf{v}_i . Notar que la ec. 4.44 evalúa la traza de una matriz $\tilde{\mathbf{G}}_s (\mathbf{G}_s)^{-1}$ para cualquier subproceso \mathbf{G}_s seleccionado por el modelo. De esta manera, con la ec. 4.12v logramos incluir en el modelo el criterio de estabilidad/robustez dado por la ec. 4.4j. Para ello es necesario considerar un pequeño límite inferior positivo δ . Esta restricción conservadora evita la selección de estructuras de control que definitivamente no son PE. Sin embargo, es importante recordar que una traza positiva es una condición necesaria pero no suficiente para garantizar la propiedad PE de una matriz.

Note 3: Una alternativa a este enfoque es combinar el criterio de estabilidad/robustez con un procedimiento iterativo basado en un análisis de estabilidad final, adición de cortes y resolución. La misma es presentada en la Fig. 4.1. En este sentido, luego de usar GAMS/CPLEX para resolver la formulación dada en la ec. 4.12, se transfiere la solución obtenida al entorno de Matlab para realizar un análisis final de estabilidad/robustez según la ec. 4.4j y, en el caso de inestabilidad, se agregan restricciones (cortes) en la formulación (ec. 4.12). Los cortes incorporados descartan del espacio de búsqueda del problema MIQP la solución binaria que da como resultado una estructura de controlador inestable. De esta manera la formulación se vuelve a ejecutar en la siguiente iteración. El procedimiento general continúa hasta que se encuentre una solución estable/robusta. Esta metodología fue implementada, pero en los casos de estudio presentados no fue ejecutada ya que las soluciones encontradas fueron todas estables.

4.5.5. Heurística y Estructura del Controlador

Las consideraciones heurísticas que permiten seleccionar diferentes estructuras de control multivariable pueden incorporarse fácilmente a la formulación de la ec. 4.12. Por ejemplo, si la i -ésima variable de salida y la l -ésima variable de entrada deben ser seleccionadas como variables controladas y manipuladas, respectivamente, entonces se deben fijar los correspondientes vectores de selección de entradas y salidas, i.e., $\mathbf{z}^O(i) = 1$ y $\mathbf{z}^I(l) = 1$. Estas decisiones son determinadas generalmente antes de que se realice el diseño de la estructura de control, e.g., decisiones que provienen de la etapa de síntesis del proceso, recomendaciones de los profesionales o ingenieros o criterios de seguridad.

Por otro lado, diferentes topologías (i.e., arquitecturas de los lazos de control), como ser descentralizadas, sparse y full, pueden ser diseñadas por el usuario. El modelo en la ec. 4.12 puede considerarse como la formulación general para diseñar controladores sparse, i.e., controladores con interacción entre los lazos de control. Sin embargo, las estructuras descentralizadas (diagonales) pueden diseñarse con la metodología propuesta reemplazando la desigualdad dada por la ec. 4.12s por la igualdad $\mathbf{z}^n = \mathbf{z}^{\text{nd}}$. Finalmente, si se requiere diseñar una estructura full, que se caracteriza por tener una interacción completa entre sus lazos de control, es necesario considerar la desigualdad $\mathbf{z}^n(i, l) \geq \mathbf{z}^I(l) + \mathbf{z}^O(i) - 1$ dentro del modelo, (i.e., no es forzada ninguna diferencia planta-modelo).

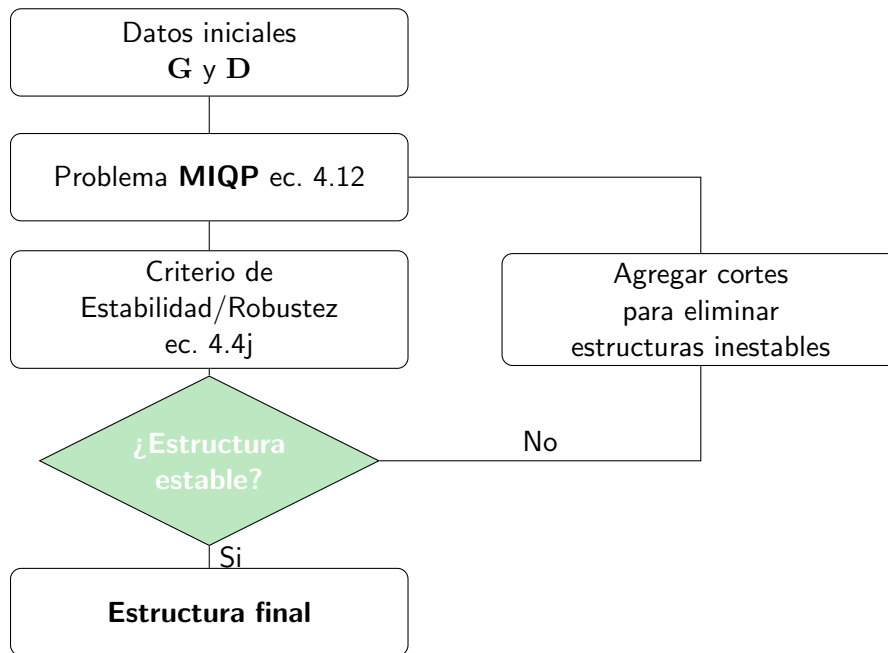


Figura 4.1: Estrategia Iterativa de Análisis de Estabilidad/Robustez.

4.5.6. Comentarios Generales del Enfoque de Diseño de ECM Basada en la Formulación MIQP

La Representación Big-M

El método big-M es una conocida técnica de modelado que se utiliza para manejar diferentes condiciones, formuladas por un conjunto de restricciones. Estas restricciones son consideradas dentro del problema de optimización cuando se verifica la condición sobre la variable binaria que maneja dicha situación, en caso contrario dichas restricciones son redundantes. Cuando se utilizan las restricciones big-M para representar disyunciones, la velocidad de convergencia del solver y los recursos computacionales necesarios son, en muchos casos, sensibles al parámetro M seleccionado. Por otro lado, el valor de este parámetro debe ser lo suficientemente grande para no recortar zonas de la región factible del problema.

En el método MIQP propuesto se utiliza un valor grande de M para garantizar la optimalidad de la solución. Además, se utilizó el mismo valor en todas las restricciones. En la Sección 4.6.2 se muestra como se llevó a cabo la selección del valor de M .

Existe otro enfoque para obtener el valor óptimo de M . En el mismo se considerara un M_c diferente para cada restricción c , de modo que M_c sea lo más pequeño posible. De esta manera, la formulación resultante es lo más ajustada posible consiguiéndose mejoras en la velocidad de convergencia. En el contexto del MIQP propuesto, no es sencillo el cálculo de los M_c . De hecho, un enfoque riguroso requiere resolver múltiples problemas de optimización mixtos enteros. Por ejemplo, para calcular el parámetro óptimo de la ec. 4.12b (restricción big-M) deben calcularse el valor mínimo y máximo de cada componente de \mathbf{y}_i^c , i.e., resolver dos problema de optimización para cada componente.

Este análisis sale por fuera del objetivo del trabajo y por ende no fue abordado. Para dar una idea de la sensibilidad de la estrategia respecto a diferentes valores de M , se presentaran diferentes soluciones obtenidas modificando este parámetro para uno de los casos de estudio.

La Interacción de la RGA

El apareamiento basado en la matriz RGA realiza una selección particular de la matriz $\Lambda = \mathbf{G}_s \otimes (\mathbf{G}_s^{-1})^T$, donde \mathbf{G}_s es la matriz de ganancia de estado estacionario del proceso a controlar. El inconveniente principal de este enfoque es la pérdida de confiabilidad cuando el proceso \mathbf{G}_s está mal condicionado. El enfoque MIQP propuesto para el diseño ECM evita este inconveniente debido a las propiedades

inherentes de los índices SSD y NLE discutidos en las Secciones 4.3.1 y 4.3.2, respectivamente. Por un lado, la minimización de SSD tiende a maximizar el mínimo valor singular del proceso G_s , i.e., se selecciona un proceso bien condicionado y una RGA confiable. Por otro lado, la minimización de NLE realiza el apareamiento entrada-salida tratando de minimizar el efecto de carga neta en la ecuación 4.10, es decir, se minimiza la interacción multivariable a lazo cerrado (Zumoffen, 2016; Zumoffen y Basualdo, 2013). En este contexto, las restricciones de desigualdad dadas en la ec. 4.12u son condiciones de factibilidad para garantizar que la interacción se encuentre dentro del rango $[\delta_1, \delta_2]$ dado por el usuario. Es importante destacar, que si bien δ_1 es el límite más importante, es decir, la interacción mínima aceptable, el límite superior δ_2 puede ser fijado en un valor suficientemente grande, ya que la interacción tiende a minimizarse mediante el índice combinado SSD + NLE.

Dado que la interacción de RGA depende de las características del proceso seleccionado, pueden existir intervalos particulares del rango $[\delta_1, \delta_2]$ que generen infactibilidad en el problema MIQP. Por ejemplo, si el límite inferior δ_1 es muy alto, puede que no exista estructura de control que contenga los q^{\max} lazos de control previamente fijados (lazos requeridos). Un caso similar puede ocurrir si el rango $[\delta_1, \delta_2]$ es extremadamente pequeño. En la Sección 4.6.4 se analizan diferentes rangos de interacción sobre uno de los casos de estudio con el objetivo de mostrar el impacto de dicho rango sobre la solución del modelo propuesto.

Es importante notar que la formulación BMINLP (ec. 4.4) depende del RGA-number y que la reformulación MIQP presentada (ec. 4.12) depende de la RGA. En esta última formulación, se evita la utilización del número RGA para definir el apareamiento entrada-salida dado los fundamentos explicados en la Sección 4.4.

Por otro lado, la optimización interna basada en el RGA-number dada por la ec. 4.4m en la formulación BMINLP puede reemplazarse por cualquier otra condición que garantice la factibilidad del apareamiento entrada-salida. En el mismo sentido, las ecs. 4.12t-4.12u, en el modelo MIQP, pueden modificarse reemplazando las restricciones sobre los elementos de la RGA por criterios alternativos de apareamiento entrada-salida. Por ejemplo, se podría reemplazar la matriz RGA por la matriz de interacción relativa (RIA).

Fortalezas y Debilidades

Es importante recordar que el enfoque MIQP propuesto realiza el diseño de la estructura de control a partir de un modelo linealizado del proceso. De esta manera, solo se necesita un modelo de estado estacionario para resolver el problema de diseño. Obviamente, como en cualquier enfoque basado en modelos (RGA, CMI, MPC, etc), el rendimiento y la confianza de la metodología está sujeta a la zona de validez del modelo del proceso.

Aunque el enfoque propuesto aborda los principales problemas de diseño de control en planta completa, como la selección de VC y VM, el apareamiento entre estos conjuntos, la estructura del controlador (descentralizado, sparse, full) y el correspondiente tuneo (a través del modelo de proceso y el criterio CMI), algunos otros aspectos importantes no son tenidos en cuenta. Algunos de los problemas que no son abordados pueden ser por ejemplo: 1- la selección de lazos de estabilización para el diseño ECM en procesos inestables, 2- otras topologías de control (otras arquitecturas de lazos de control) como ser control en cascada y/o control feedforward, 3- consideraciones económicas para el diseño de ECM y 4- utilización de información dinámica (si está disponible).

La mayor limitación en la minimización de estado estacionario del índice NLE se basa en considerar que los sistemas a analizar son estrictamente propios. Sin embargo, esta hipótesis por lo general es válida para la mayoría de los procesos industriales. Las conclusiones teóricas sobre el enfoque NLE están limitadas al ancho de banda en el cual el control es efectivo. Si el proceso tiene modificaciones de ganancias multivariables (valores singulares) a alta frecuencia, el ancho de banda del controlador multivariable debe modificarse para evitar estas frecuencias. En general, si la información dinámica del proceso está disponible, un análisis frecuencial de la función de sensibilidad, la función de ganancia de lazo y/o un análisis de rendimiento/estabilidad robusto pueden ser útiles para definir el ancho de banda de forma adecuada. Este análisis fue sugerido en el trabajo presentado por Zumoffen y Basualdo (2013).

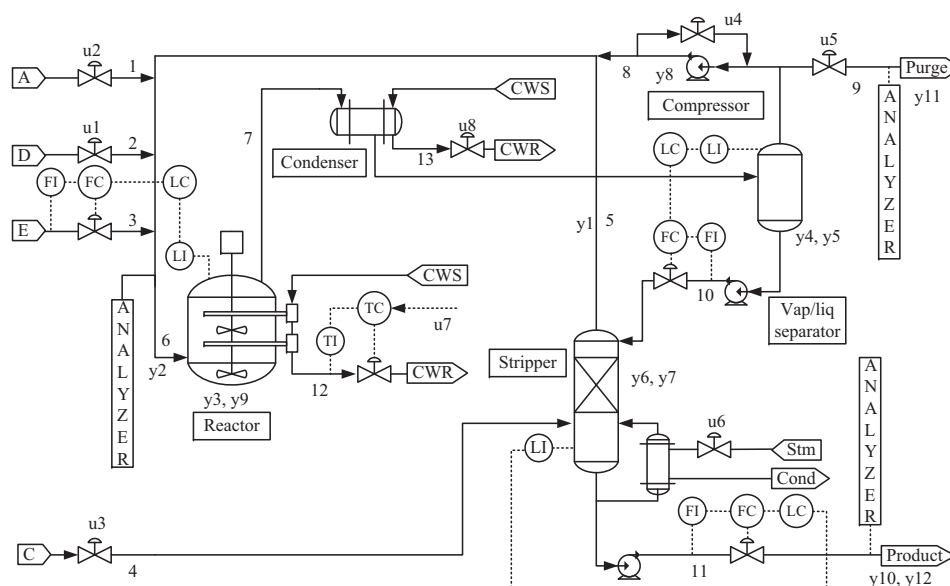


Figura 4.2: TEP con Lazos de Control Estabilizantes.

4.6. Casos de Estudios

En esta sección la formulación propuesta para diseño de ECM se aplica sobre dos procesos clásicos (benchmarks) de mediana/gran escala. Todas las simulaciones y optimizaciones fueron realizadas en un procesador Intel® i5 3.2GHz con 8GB de RAM, usando Matlab® 2013 y GAMS v24.5.6/CPLEX 12.6.

4.6.1. El Proceso Tennessee Eastman

El primer caso estudiado es el proceso Tennessee Eastman (TEP). Esta planta fue introducida por [Downs y Vogel \(1992\)](#) y representa un caso base/patrón no lineal multivariable para la comunidad de control de procesos. El proceso consta de cinco unidades principales: un reactor, un condensador del producto, un compresor del reciclo, un separador de líquido-vapor y un separador de productos (Stripper). La planta produce dos productos líquidos G y H y un subproducto F a partir de cuatro reactivos gaseosos llamados A, C, D y E y en presencia de un inerte B. Las reacciones son de primer orden respecto a las concentraciones de los reactivos, irreversibles y exotérmicas.

La planta tiene 12 VMs disponibles, 41 potenciales variables medibles, 20 perturbaciones, y seis potenciales modos de operación, los cuales definen diferentes relación de productos (G/H) y tasas de producción. La condición de operación más estudiada es el caso base o modo I, donde la relación másica entre los productos es de 50/50 con flujo de 7038 kg/h para cada uno de ellos (i.e., para los productos G y H).

El TEP es inestable a lazo abierto por eso requiere, antes de aplicar la metodología propuesta, establecer una estructura de control que lo estabilice. Es por ello, que para tal fin, se adoptó la estructura de control de lazos estabilizante propuesta por [McAvoy y Ye \(1995\)](#). Esta estructura consiste en un controlador de flujo y de nivel para el reactor, el separador y el stripper. En la Figura. 4.2 se muestra el layout del proceso y los correspondientes lazos de control estabilizantes.

El escenario considerado en este trabajo para el diseño de la estructura de control multivariable se muestra en la Tabla 4.1. El mismo corresponde al punto nominal de operación del caso base y presenta $m = 12$ salidas, $n = 8$ entradas, y $p = 2$ perturbaciones. Este mismo escenario fue utilizado en trabajos previos presentados por [Zumoffen \(2013, 2016\)](#). Por otro lado, [Downs y Vogel \(1992\)](#) definieron ciertos requisitos de control para este escenario. Estos refieren a la necesidad de que las salidas identificadas con y_9 , y_{10} , y_{11} e y_{12} sean controladas, es por ello, que están caracterizadas con un asterisco en la Tabla 4.1.

En las Tablas 4.2 a 4.5 se muestran diferentes estructuras de control (descentralizadas, sparse y full, res-

Cuadro 4.1: Variables del TEP

Entradas		Variables
u_1	Flujo D [kg/h]	$XMV(1)$
u_2	Flujo A [kg/h]	$XMV(3)$
u_3	Flujo A/C [kscmh]	$XMV(4)$
u_4	Válvula rec. del Compresor [%]	$XMV(5)$
u_5	Válvula de Purga [%]	$XMV(6)$
u_6	Válvula de Vapor de la Columna de Extracción [%]	$XMV(9)$
u_7	setpoint Temp. RCWO [°C]	$XME(21)_{sp}$
u_8	Flujo CCW [m3/h]	$XMV(11)$
Salidas		
y_1	Flujo de Reciclo [kscmh]	$XME(5)$
y_2	Flujo del Reactor [kscmh]	$XME(6)$
y_3	Temp. Reactor [°C]	$XME(9)$
y_4	Temp. Separator [°C]	$XME(11)$
y_5	Presión del Separator [kPa]	$XME(13)$
y_6	Presión de la Columna de Extracción [kPa]	$XME(16)$
y_7	Temp. de la Columna de Extracción [°C]	$XME(18)$
y_8	Trabajo del Compresor [kW]	$XME(20)$
$y_9(*)$	Presión del Reactor [kPa]	$XME(7)$
$y_{10}(*)$	Tasa de Producción [m3/h]	$XME(17)$
$y_{11}(*)$	Comp. de B en la Purga [mol %]	$XME(30)$
$y_{12}(*)$	Relación de Comp. de G/H	$XME_{G/H}$
Perturbaciones		
d_1	Comp. (A/C) en la Corriente 4	$IDV(1)$
d_2	Comp. (B) en la Corriente 4	$IDV(2)$

Cuadro 4.2: Resultados TEP – Tamaño del Modelo MIQP para cada Tipo de Controlador

	Descentralizado	Sparse	Full
Variables Binarias	112	208	208
Variables Continuas	2097	2097	2097
Restricciones	10001	10350	10446
Sol. MIQP Relajado	2.899	2.899	2.899

pectivamente) obtenidas al aplicar la metodología propuesta (ec. 4.12) TEP (estabilizado). De acuerdo con lo explicado en la Sección 4.5.5, los requisitos de control necesarios en la TEP se impusieron fijando $z^O(i) = 1, \forall i = 9, 10, 11, 12$. Por otro lado, se seleccionaron los rangos de factibilidad del apareamiento entrada-salida según lo comentado en la Sección 4.5.3, tomando los siguientes valores para el mismo: $[\delta_1, \delta_2] = [0.3, 30]$. Finalmente, en todos los casos el valor del big-M fue fijado en $M = 30$. Un estudio mas detallado, para determinar los valores del rango y del big-M, se realiza en las Secciones 4.6.4 y 4.6.2, respectivamente.

Con el fin de ilustrar la complejidad de los problemas MIQP resueltos, en la Tabla 4.2 se muestran los tamaños de los modelos y las soluciones relajadas obtenidas para cada tipo de controlador. Por otro lado, en la Tabla 4.3 se realiza una comparación entre la solución y el tiempo computacional obtenidos por las dos metodologías, i.e., la formulación BMINLP (eq. 4.4) resuelta con algoritmo genético (AG) y la reformulación MIQP (ec. 4.12) resuelta con CPLEX en el entorno de GAMS.

Si bien el AG resuelve un problema más general de dos niveles, es un enfoque de búsqueda estocástica por lo tanto no garantiza la calidad de la solución obtenida. Por el contrario, el modelo de optimización MIQP propuesto utiliza CPLEX como solver y por lo tanto garantiza la optimalidad de la solución obtenida, siempre que se complete el proceso de búsqueda del solver. Sin embargo, como explicamos anteriormente, este nuevo modelo resuelve una simplificación del problema general (modelo MIQP de un único nivel).

Cuadro 4.3: Resultado TEP – Comparación de las Soluciones de BMINLP/AG y MIQP/CPLEX

	Descentralizado		Sparse		Full	
	AG	CPLEX	AG	CPLEX	AG	CPLEX
Función Obj. (SSD+NLE)	19.77	19.77	12.39	9.98	14.90	14.90
Tiempo de Opt. [seg.]	484.85	183.32	48324.04	23115.89	278.28	14.92

Cuadro 4.4: Resultados TEP – Selección de VCs y VMs

	\mathbf{z}^O												\mathbf{z}^I							
	y_1	y_2	y_3	y_4	y_5	y_6	y_7	y_8	y_9	y_{10}	y_{11}	y_{12}	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6	u_7	u_8
Descentralizado	0	1	0	0	0	0	1	0	1	1	1	1	1	1	1	0	1	0	1	1
Sparse	1	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0
Full	1	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	1	0

Considerando los resultados presentados en la Tabla 4.3, no solo el solver MIQP ha completado el proceso de búsqueda informando la solución óptima para cada tipo de controlador, sino que también se pueden destacar los siguientes resultados: 1- los tiempos de optimización del enfoque MIQP/CPLEX representan el 37.81 %, 47.84 %, y 5.36 % de los tiempos requeridos por el AG para el diseño de estructuras de control descentralizadas, sparse y full, respectivamente, y 2- para el diseño de la estructura de control sparse, el enfoque BMINLP/AG no encuentra la solución óptima, quedándose con una solución local (el mismo se detiene por criterios de tolerancia, i.e., la mejora de la función objetivo es menor que el criterio de tolerancia).

Las Tablas 4.4 y 4.5 muestran las ECM obtenidas usando la formulación MIQP para cada tipo de controlador (descentralizado, sparse y full). Los vectores binarios \mathbf{z}^O y \mathbf{z}^I que permiten identificar las VCs y VMs seleccionadas, respectivamente, se pueden visualizar en la Tabla 4.4. Por otro lado, en la Tabla 4.5 se muestra la estructura del controlador (definida por valores unitarios en la matriz \mathbf{z}^n), el apareamiento entrada-salida (definido por \mathbf{z}^{nd} y resaltado con fondo gris) y el criterio de estabilidad/robustez ($\min [\operatorname{Re}(\lambda_i)]$) chequeado fuera de línea. Es importante notar que no sólo cambia el número de VCs/VMs para cada política de control (i.e., descentralizada, sparse y full) sino que también cambian las variables que se seleccionan.

La mejor política de control descentralizada obtenida por la formulación MIQP (ec. 4.12) define a y_2 , y_7 , y_9 , y_{10} , y_{11} , e y_{12} como VCs y a u_1 , u_2 , u_3 , u_5 , u_7 , y u_8 como VMs. Para este caso se seleccionó una estructura diagonal de apareamiento entrada-salida de (6×6) (Tabla 4.5), donde $\mathbf{z}^n = \mathbf{z}^{nd}$.

Analizando la tabla de resultados se puede ver que la mejor estructura sparse define un control multi-variable de (7×7) donde y_1 , y_7 , y_8 , y_9 , y_{10} , y_{11} , y_{12} y u_1 , u_2 , u_3 , u_4 , u_5 , u_6 , u_7 son seleccionadas como VCs y VMs, respectivamente. El grado de interacción para el controlador está definido por los elementos que adquieren el valor de uno en la Tabla 4.5. Estos constituyen la matriz \mathbf{z}^n . Además, el correspondiente apareamiento está resaltado con un fondo gris, i.e. \mathbf{z}^{nd} .

Finalmente, la mejor estructura de control full propone como manipuladas las variables de entrada u_1 , u_2 , u_3 , u_4 , u_5 , y u_7 y como controladas las variables de salida y_1 , y_8 , y_9 , y_{10} , y_{11} , e y_{12} . La estructura obtenida por lo tanto es de tamaño (6×6) con una interacción completa definida por la matriz \mathbf{z}^n . En esta matriz todas las filas y columnas que constituyen las VCs y VMs presentan valores de uno. La Tabla 4.5 también muestra el correspondiente apareamiento entrada salida para este caso (también resaltado con fondo gris).

Las estructuras de control óptimas obtenidas con el modelo MIQP propuesto se han implementado y probado con el modelo dinámico no lineal del proceso TE utilizando Matlab. Por un lado, mientras que la estructura de control descentralizado fue implementado utilizando múltiples lazos de control PID discretos, las estructuras de control sparse y full fueron implementadas utilizando la tecnología MPC. El modelo de espacio de estado necesario para la implementación del MPC fue obtenido a partir de los datos de \mathbf{z}^n mostrados en la Tabla 4.5. Los detalles adicionales del procedimiento que se utilizó para la implementación del MPC se resumen en el Apéndice B.1.

Por otro lado, para el tuneo de los controladores PID se utilizaron los criterios de CMI y para definir los

Cuadro 4.5: Resultados TEP – Apareamiento (z^{nd}) y Discrepancia planta-modelo (z^n)

	Descentralizado								Sparse								Full							
	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6	u_7	u_8	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6	u_7	u_8	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6	u_7	u_8
y_1	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	1	1	1	0	1	0	1	1	1	1	1	0	1	0
y_2	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_7	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0	1	1	0	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_8	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	1	0	0	1	0	1	1	1	1	1	0	1	0
y_9	0	1	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	0	1	1	1	1	0	1	0
y_{10}	0	0	1	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	0	1	1	1	1	0	1	0
y_{11}	0	0	0	0	1	0	0	0	1	0	0	1	0	1	1	0	1	1	1	1	1	0	1	0
y_{12}	1	0	0	0	0	0	0	0	1	0	1	1	0	1	1	0	1	1	1	1	1	0	1	0
$\min [\operatorname{Re}(\lambda_i)]$	0.6598								0.4160								1.0000							

parámetros del MPC se realizó un procedimiento de prueba y error.

La Figura 4.3 muestra las variables mas importantes del proceso, i.e., la presión del reactor y la relación de calidad de los productos G/H, cuando ingresa un cambio escalón de la perturbación más importante (d_1) a tiempo $t = 0$ h. La respuesta dinámica de las tres estructuras de control obtenidas se muestran superpuestas. En la Fig. 4.3(a), se puede observar que la presión del reactor para el control sparse basado en un MPC presenta el menor sobrevalor comparándolo con el obtenido para las demás estructuras, estando éste muy lejos del límite superior de parada de planta de 3000 kPa. A su vez, las estructuras de control descentralizadas y full tienen sobrevalores similares, sin embargo, también se encuentran lejos del límite superior. Este comportamiento es acorde con los valores del índice combinado SSD+NLE presentado en la Tabla 4.3, donde el menor índice está asociado al control sparse. Por otro lado, la FIG. 4.3(b) muestra la relación de productos G/H para la misma perturbación d_1 . En la mismas se puede observar que las estructuras de control sparse y descentralizadas tienen la mejor performance sin sobrevalores. Este proceso es un buen ejemplo para mostrar que no siempre la mejor elección es la estructura full (práctica muy común). Es importante notar que el MPC tiene una respuesta más lenta respecto a los lazos de control PID. Esto se debe básicamente a los parámetros de ajuste seleccionados para el MPC y su interacción. Si bien está fuera del alcance de este artículo, es probable que un procedimiento de ajuste generalizado y sistemático, por ejemplo basado en optimización, pueda encontrar un mejor conjunto de parámetros de ajuste para el MPC y de esta manera acelerar la respuesta del mismo.

4.6.2. Selección del Parámetro big-M

Cuando las restricciones big-M son usadas dentro de la formulación mixta entera lineal la velocidad de convergencia del solver y la cantidad de recursos computacionales necesarios son, en muchos casos, sensibles al parámetro M seleccionado. En el modelo propuesto MIQP se seleccionó el mismo valor de M para todas las restricciones y lo suficientemente grande como para no cortar la región factible del problema. Para dar una idea de la sensibilidad del modelo respecto a éste parámetro, en la Tabla 4.6 se muestran los tiempos computacionales necesarios para diseñar estructuras de control descentralizadas tomando como caso de estudio el TEP y considerando diferentes valores de M.

Se puede observar en la Tabla 4.6 que el tiempo de cálculo requerido por el solver (i.e., CPLEX 12.6) aumenta cuando se consideran valores de M más grandes. Además se obtiene la misma solución siempre que los M seleccionados sean lo suficientemente grandes como para no recortar la región original del problema. En este sentido cuando el valor de M es demasiado pequeño, el problema puede volverse infactible (e.g., $M = 1$) u obtener una solución subóptima. Por lo tanto, de acuerdo con la discusión dada en la Sección 4.5.6, parece necesario, obtener límites definidos para los parámetro big-M e individualizados para cada restricción con el fin de reducir los tiempos de CPU.

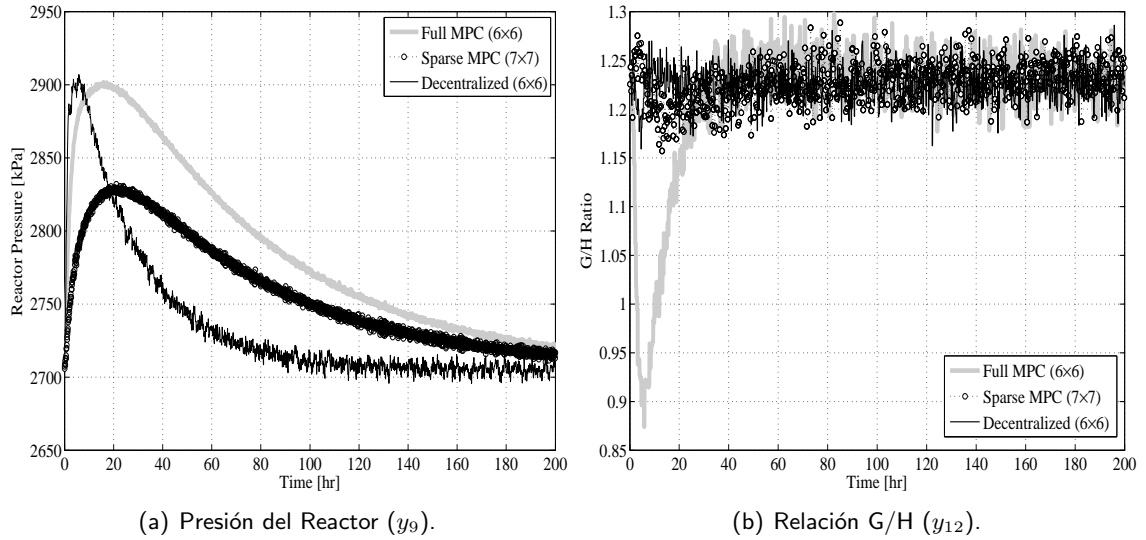


Figura 4.3: TEP - Respuesta Dinámica para la Perturbación en la Composición de A/C (d_1).

Cuadro 4.6: Resultados Descentralizados para el Proceso TE – Diferentes Valores del Parámetro big-M.

M	SSD+NLE	SSD	RGA	min λ	Tiempo [seg.]
1	**	**	**	**	**
10	19.7691	11.4322	8.3369	0.6599	10.11
30	19.7691	11.4322	8.3369	0.6599	183.32
50	19.7691	11.4322	8.3369	0.6599	276.64
100	19.7691	11.4322	8.3369	0.6599	289.57
500	19.7691	11.4322	8.3369	0.6599	520.59
1000	19.7691	11.4322	8.3369	0.6599	1207.57

**Infactible

4.6.3. La Planta de Tratamiento de Agua

El segundo caso de estudio, también tomado de la literatura, es un caso de referencia no-lineal multi-variable desarrollado en el marco de la cooperación europea en el campo de la investigación científica y técnica (COST) 682/624 y en colaboración con el grupo IWA (Copp, 2000). El esquema general de la planta de tratamiento de aguas residuales (WWTP) se muestra en la Fig. 4.4. En el mismo se puede observar cinco reactores (R1/R2 mezcla completa y sin airear y R3/R4/R5 aireados) en serie con un tanque decantador secundario de 10 capas (S). Además el proceso presenta dos reciclos internos: el reciclo interno de nitratos (Q_{ir}) del quinto tanque (R5) al primer tanque, y el reciclo Q_r del decantador al inicio de la planta (no ocurren reacciones biológicas en el decantador). Finalmente, el desperdicio Q_w es bombeado continuamente desde el decantador.

El objetivo del WWTP es procesar un efluente Q_i , con una composición y flujo variables, para dar un flujo de efluente Q_e con un índice de calidad específico. El escenario utilizado en la estrategia MIQP propuesta (ec. 4.12) se resume en la Tabla 4.7. Este caso considera que el proceso está constituido por $n = 6$ posibles variables manipuladas, $m = 18$ potenciales variables controladas y $p = 6$ perturbaciones típicas. Además, cada reactor presenta 13 variables de estado. Los requisitos originales de control (Copp, 2000) establece un control básico descentralizado de tamaño (2×2) con los siguientes apareamientos entrada-salida: $y_5 - u_4$ y $y_{13} - u_3$. Es por ello que se establecen las variables y_5 e y_{13} como VCs y son indicadas en la Tabla 4.7 con un asterisco.

El algoritmo propuesto en la ec. 4.12 se ha aplicado a la planta de tratamiento de aguas residuales teniendo en cuenta diferentes estructuras de controlador (i.e., descentralizados, sparse y full). De acuerdo a la Sección 4.5.5, los requisitos de control originales se fijan de acuerdo a $\mathbf{z}^O(i) = 1, \forall i = 5, 13$, y se

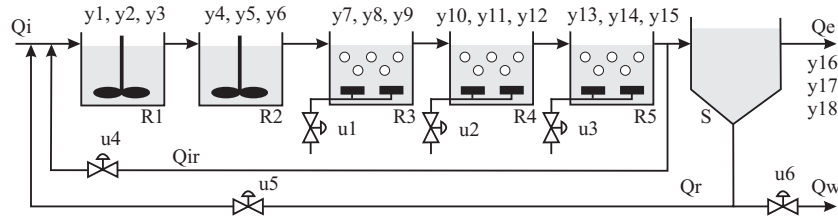


Figura 4.4: Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (WWTP).

Cuadro 4.7: Variables WWTP

Entradas		Variables
u_1	Aireación Reactor 3 [-]	$K_L a_3$
u_2	Aireación Reactor 4 [-]	$K_L a_4$
u_3	Aireación Reactor 5 [-]	$K_L a_5$
u_4	Velocidad de Flujo del Reciclo Interno [m^3/day]	Q_{ir}
u_5	Velocidad de Flujo del Reciclo [m^3/day]	Q_r
u_6	Flujo del Desperdicio [m^3/day]	Q_w
Salidas		
y_1	Oxígeno en R1 [g COD m^3]	S_{O1}
y_2	Nitrógeno por Nitritos y Nitratos en R1 [g N m^3]	S_{NO1}
y_3	Nitrógeno por NH_4^+ y NH_3 en R1 [g N m^3]	S_{NH1}
y_4	Oxígeno en R2 [g COD m^3]	S_{O2}
$y_5(*)$	Nitrógeno por Nitritos y Nitratos en R2 [g N m^3]	S_{NO2}
y_6	Nitrógeno por NH_4^+ y NH_3 en R2 [g N m^3]	S_{NH2}
y_7	Oxígeno en R3 [g COD m^3]	S_{O3}
y_8	Nitrógeno por Nitritos y Nitratos en R3 [g N m^3]	S_{NO3}
y_9	Nitrógeno por NH_4^+ y NH_3 en R3 [g N m^3]	S_{NH3}
y_{10}	Oxígeno en R4 [g COD m^3]	S_{O4}
y_{11}	Nitrógeno por Nitritos y Nitratos en R4 [g N m^3]	S_{NO4}
y_{12}	Nitrógeno por NH_4^+ y NH_3 en R4 [g N m^3]	S_{NH4}
$y_{13}(*)$	Oxígeno en R5 [g COD m^3]	S_{O5}
y_{14}	Nitrógeno por Nitritos y Nitratos en R5 [g N m^3]	S_{NO5}
y_{15}	Nitrógeno por NH_4^+ y NH_3 en R5 [g N m^3]	S_{NH5}
y_{16}	Oxígeno en Qe [g COD m^3]	S_{Oe}
y_{17}	Nitrógeno por Nitritos y Nitratos en Qe [g N m^3]	S_{NOe}
y_{18}	Nitrógeno por NH_4^+ y NH_3 en Qe [g N m^3]	S_{NHe}
Perturbaciones		
d_1	Materia Orgánica Inerte Soluble [g COD m^3]	S_{Ii}
d_2	Sustrato Fácilmente Biodegradable [g COD m^3]	S_{Si}
d_3	Materia Particulada, Orgánica e Inerte [g COD m^3]	X_{Ii}
d_4	Sustrato Lentamente Biodegradable [g COD m^3]	X_{Si}
d_5	Biomasa Heterotrófica Activa [g COD m^3]	X_{BHi}
d_6	Caudal de Flujo de Agua a Tratar [m^3/day]	Q_i

considera un rango de apareamiento entrada-salida igual a: $[\delta_1, \delta_2] = [0.3, 30]$. Finalmente el valor de big-M fue fijado en $M = 30$ para todas las restricciones. Los resultados son presentados en las Tablas 4.8-4.10. Más específicamente en la Tabla 4.8 se muestra: las dimensiones del problema de optimización, la función objetivo óptima (i.e., los valores del índice combinado SSD+NLE) y los tiempos de cómputo requeridos para el diseño de cada estructura de control. Se puede notar que el caso más complejo a resolver, el control sparse, necesita un tiempo de cómputo de 2067.9 segundos para ser resuelto. Teniendo en cuenta que cualquier entrada de \mathbf{z}^n puede ser seleccionada, este es un tiempo de optimización muy bajo respecto a la gran combinatoriedad que presenta el problema (un caso similar ocurre en el TEP). Comparando las funciones objetivos de cada estructura podemos concluir que la estructura de control sparse es la mejor estructura ya que presenta el funcional más bajo con un valor de $\text{SSD} + \text{NLE} = 13.46$.

Cuadro 4.8: Resultados WWTP – Tamaño del Modelo MIQP, Función Objetivo y Tiempos de Optimización para cada Tipo de Controlador

	Descentralizado	Sparse	Full
Variables Binarias	130	238	238
Variables Continuas	3945	3945	3945
Restricciones	18755	19157	19260
Sol. MIQP Relajado	4.971	4.971	4.971
Función Obj.(SSD+NLE)	18.41	13.46	15.13
Tiempo de Opt. [seg.]	1891.81	2067.90	220.84

Cuadro 4.9: Resultados para el WWTP – Selección de VCs y VMs

	\mathbf{z}^O																		\mathbf{z}^I					
	y_1	y_2	y_3	y_4	y_5	y_6	y_7	y_8	y_9	y_{10}	y_{11}	y_{12}	y_{13}	y_{14}	y_{15}	y_{16}	y_{17}	y_{18}	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6
Descentralizado	0	0	0	0	1	0	0	0	0	1	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0	1
Sparse	0	0	0	0	1	0	1	0	0	1	0	0	1	0	0	0	1	0	1	1	1	1	0	1
Full	0	0	0	0	1	0	1	0	0	1	0	0	1	0	0	0	1	0	1	1	1	1	0	1

La Tabla 4.9 incluye la selección de las VCs y VMs para cada estructura de control, encontrándose políticas de control multivariables de tamaño (3×3) , (5×5) y (5×5) para los controladores descentralizados, sparse y full, respectivamente. La mejor política de control descentralizada define y_5 , y_{10} , e y_{13} como VCs y u_3 , u_4 y u_6 como VMs. El apareamiento entrada-salida se muestra en la Tabla 4.10 (donde $\mathbf{z}^n = \mathbf{z}^{nd}$). De manera similar, las mejores estructuras de control sparse y full involucra las siguiente variables seleccionadas: y_5 , y_7 , y_{10} , y_{13} , e y_{17} como VCs y u_1 , u_2 , u_3 , u_4 , y u_6 como VMs. En estos casos, mientras que la selección sugerida por \mathbf{z}^O y \mathbf{z}^I es la misma, la diferencia se encuentra en la discrepancia planta-modelo indicada por \mathbf{z}^n . Nuevamente, las entradas resaltadas en gris en la Tabla 4.10 representan el apareamiento entrada-salida definido por \mathbf{z}^{nd} . En esta tabla también se pueden observar el cómputo de la estabilidad fuera de línea, $\min [\text{Re}(\lambda_i)]$.

De manera similar a lo realizado con el proceso TE, las estructuras de control optimas fueron implementadas y probadas en el modelo dinámico no lineal de la planta WWTP usando Matlab. El mismo procedimiento descrito anteriormente se ha aplicado para la implementación y ajuste de los controladores. Una vez realizado esta tarea se obtuvieron las respuestas del proceso ante el ingreso de una perturbación (conocida como perturbación del clima seco). Dicha perturbación es una variación típica en el flujo de influente y en la demanda química de oxígeno (DQO). En la Figura 4.5 se muestran las respuestas dinámicas para las tres estructuras de control. Se incorpora además la estructura de control básico propuesto por Copp (2000), etiquetado como "Descentralizado (2×2) ", para realizar una comparación.

En las Figuras 4.5(a) y 4.5(b) se muestran los requisitos originales de control para todas las estructuras, es decir, se muestra el nivel de nitrógeno en el reactor 2 (y_5) y el nivel de oxígeno en el reactor 5 (y_{13}). Por otro lado, en las Figuras 4.5(c) y 4.5(d) se muestran dos índices de calidad típicos para los efluentes: la concentración de nitrógeno total y amoníaco total, respectivamente. Se puede observar en la Fig. 4.5(c) que tanto la estructura sparse como la descentralizada (3×3) presentan la mejor performance, minimizando los valores picos y reduciendo los tiempos en donde la concentración de nitrógeno total en el efluente supera el límite permitido de 18 gNm^{-3} . Por otro lado, en la Fig. 4.5(d) se puede ver que la estructura de control sparse es la única estructura de control que no supera los límites fijados para la concentración de amoníaco de 4 gNm^{-3} . En dichas figuras también se puede apreciar que la estructura descentralizada (2×2) propuesta por Copp (2000) presenta la peor performance. Finalmente, podemos concluir que las simulaciones dinámicas permitieron corroborar las conclusiones previamente obtenidas al analizar los índices combinados SSD + NLE, es decir, la ECM con un índice SSD + NLE más bajo tiene mejor rendimiento dinámico.

Cuadro 4.10: Resultados para el WWTP – Apareamiento Entrada-Salida Seleccionado (\mathbf{z}^{nd}) y Discrepancia Planta-Modelo (\mathbf{z}^{n})

	Descentralizado						Sparse						Full					
	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6
y_1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_5	0	0	0	1	0	0	0	1	0	1	0	1	1	1	1	1	0	1
y_6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_7	0	0	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	1	1	1	1	0	1
y_8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_9	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_{10}	0	0	0	0	0	1	1	1	0	1	0	1	1	1	1	1	0	1
y_{11}	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_{12}	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_{13}	0	0	1	0	0	0	1	0	1	1	0	0	1	1	1	1	0	1
y_{14}	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_{15}	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_{16}	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
y_{17}	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	0	0	1	1	1	1	0	1
y_{18}	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
$\min [\text{Re}(\lambda_i)]$	0.5597						0.7974						1.0000					

4.6.4. Matriz RGA y Rango de Interacción $[\delta_1, \delta_2]$

La matriz de ganancias relativas (RGA) obtenida para cada estructura de control y su correspondiente apareamiento entrada-salida se muestra en la Tabla 4.11 y en la Tabla 4.12 para el TEP y WWTP, respectivamente. En todos los ejemplos el rango de interacción fue fijado con los siguientes valores $[\delta_1, \delta_2] = [0.3, 30]$.

De acuerdo a la discusión presentada en la Sección 4.5.6, las Tablas 4.11 y 4.12 muestran que los correspondientes apareamientos entrada-salida reportados en la Tabla 4.5 y 4.10, son buenas selecciones. Esto se puede observar ya que no existe ningún elemento dentro de estas matrices que coincida con el límite inferior o superior fijado para los elementos de la matriz RGA.

Por ejemplo para el caso de estudio TEP cuando se diseñan estructuras de control sparse (i.e., considerando las Tablas 4.11 y 4.5), se puede observar que los lazos seleccionados $y_1 - u_5$ y $y_{11} - u_7$ presentan valores de RGA de $\lambda_{1,5} = 0.31$ y $\lambda_{11,7} = 0.35$, respectivamente. Analizando la interacción de estos lazos se puede observar que el apareamiento opuesto $y_1 - u_7$ y $y_{11} - u_5$ tiene los siguientes valores de RGA: $\lambda_{1,7} = 1.81$ y $\lambda_{11,5} = 0.55$. Comparando estos apareamientos opuestos se podría concluir que el último apareamiento es el mejor. Sin embargo, esta conclusión es errónea ya que, si se analiza la discrepancia planta-modelo, presentada en la Tabla 4.5, la componente del modelo que relaciona y_{11} con u_5 no está seleccionado y por lo tanto el apareamiento $y_1 - u_7$ y $y_{11} - u_5$ no es factible.

Por otro lado, si el subproceso seleccionado \mathbf{G}_s para la estructura sparse se mantiene, es decir se mantiene la selección, pero se fuerza el apareamiento $u_1 - y_{12}$, $u_2 - y_9$, $u_3 - y_{10}$, $u_4 - y_8$, $u_5 - y_{11}$, $u_6 - y_7$ y $u_7 - y_1$, cambia la estructura de control sparse presentada en la Tabla 4.5. Es decir, la fila correspondiente a y_{11} , $[1, 0, 0, 1, 0, 1, 1, 0]$, se modifica a $[0, 0, 1, 0, 1, 1, 0, 0]$, y la nueva estructura de control sparse representa una solución subóptima con un valor de función objetivo de $\text{SSD} + \text{NLE} = 10.99$. Estas son dos explicaciones sencillas que nos permiten deducir que el apareamiento original que relaciona $y_1 - u_5$ y $y_{11} - u_7$ obtenido por la formulación MIQP propuesta es la interacción óptima. Sin embargo, es fácil ver que el rango de interacción de la matriz RGA tiene importancia en el problema. Es por ello que realizaremos un análisis más detallado para tratar de determinar la influencia del rango de interacción $[\delta_1, \delta_2]$ sobre la convergencia del problema. Tomaremos el proceso TE y realizaremos el diseño de estructuras de control descentralizadas para diferentes valores de dicho rango. Los resultados obtenidos

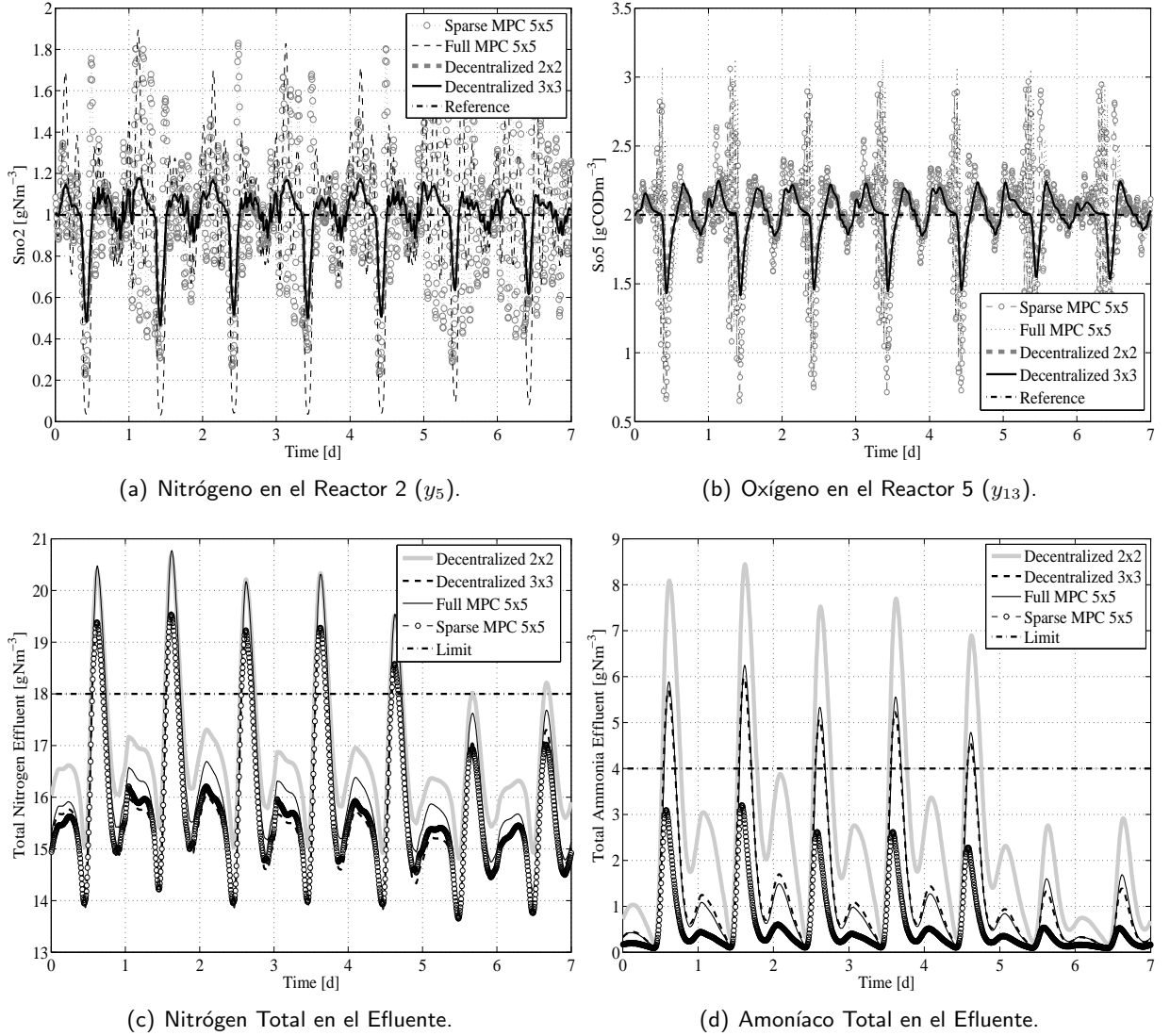


Figura 4.5: WWTP – Respuesta Dinámica para la Perturbación del Clima Seco.

por la formulación MIQP se presentan en la Tabla 4.13. De acuerdo a la discusión presentada en la Sección 4.5.6, el parámetro δ_1 es el límite más importante, i.e. la mínima interacción aceptable, mientras que δ_2 puede ser fijado lo más grande que se pueda, de manera de evitar recortar soluciones factibles del problema. Según los resultados presentados en la Tabla 4.13, la solución óptima no se ve afectada cuando los rangos de interacción considerados son $[0.3, 30]$ y $[0.3, 10]$. Sin embargo, si se aumenta el límite inferior, e.g. considerando el rango $[0.5, 30]$, se puede observar que se obtiene una solución subóptima de cinco lazos de control, con un índice combinado SSD + NLE mas alto. Es decir, a medida que aumentamos el límite inferior, exigimos más la interacción del apareamiento seleccionado, haciendo que pocos lazos de control cumplan con estas exigencias. Por ejemplo, cuando $[\delta_1, \delta_2] = [0.8, 1.5]$ el modelo MIQP encuentra una nueva solución subóptima con cinco lazos de control y un índice combinado SSD + NLE = 34.08.

El caso extremo puede darse cuando el rango de interacción es lo suficientemente ajustado de manera que ningún lazo de control cumple con estas exigencias, transformando el problema de diseño de ECM en infactible. Por ejemplo, si el rango de interacción se fija en $[0.9, 1.1]$ y dado que el TEP requiere que se controlen cuatro variables de salida predefinidas, no existen cuatro lazos de control en este rango y el problema se vuelve infactible.

4.7. Conclusiones y Trabajos Futuros del Capítulo

Cuadro 4.11: Resultados TEP – RGA con $[\delta_1, \delta_2] = [0.3, 30]$

	Descentralizado – SSD+NLE=19.79								Sparse – SSD+NLE=9.98							
	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6	u_7	u_8	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6	u_7	u_8
y_1	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-0.24	-0.13	0.01	-0.60	0.31	-0.16	1.81	0.00
y_2	-0.10	-0.08	-0.01	0.00	0.44	0.00	0.48	0.27	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_7	-0.13	-0.12	-0.03	0.00	0.06	0.00	0.69	0.52	0.00	0.16	-0.08	-0.04	-0.07	1.21	-0.18	0.00
y_8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.04	0.14	0.00	1.20	0.14	0.01	-0.53	0.00
y_9	0.13	1.06	0.09	0.00	-0.13	0.00	-0.25	0.10	0.12	0.72	0.06	0.29	0.06	0.04	-0.28	0.00
y_{10}	-0.03	0.06	1.09	0.00	0.03	0.00	-0.14	-0.01	-0.03	0.05	1.13	0.05	0.03	-0.06	-0.16	0.00
y_{11}	0.05	0.02	-0.01	0.00	0.60	0.00	0.22	0.12	0.03	0.01	0.00	0.09	0.55	-0.04	0.35	0.00
y_{12}	1.07	0.06	-0.13	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	1.08	0.06	-0.13	0.01	0.00	-0.01	0.00	0.00
	Full – SSD+NLE=14.90															
	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6	u_7	u_8								
y_1	-0.24	-0.10	-0.01	-0.62	0.24	0.00	1.71	0.00								
y_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00								
y_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00								
y_4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00								
y_5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00								
y_6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00								
y_7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00								
y_8	0.04	0.15	0.00	1.20	0.14	0.00	-0.53	0.00								
y_9	0.12	0.81	0.10	0.28	0.01	0.00	-0.32	0.00								
y_{10}	-0.03	0.07	1.06	0.05	0.02	0.00	-0.17	0.00								
y_{11}	0.03	0.02	-0.02	0.08	0.59	0.00	0.30	0.00								
y_{12}	1.08	0.05	-0.14	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00								

4.7. Conclusiones y Trabajos Futuros del Capítulo

En este capítulo se presentó un modelo basado en una programación cuadrática mixta-entera (MIQP) para el diseño de estructuras de control multivariables (ECM). Dicho modelo es una reformulación de la superestructura de dos niveles mixta entera no-lineal (BMINLP) propuesta por Zumoffen (2016). La nueva representación permite resolver problemas más complejos usando reconocidos solvers como CPLEX en el entorno de GAMS. De hecho, la nueva reformulación MIQP evita el uso de restricciones no convexas, que requieren algoritmos de optimización global complejos (estocásticos/determinísticos) que presentan serios inconvenientes relacionados con la optimalidad, el tiempo de computación y los recursos computacionales cuando aumenta el tamaño del proceso, convirtiéndose en intratable para plantas de mediana/gran escala.

La formulación propuesta también es útil ya que hay una carencia de algoritmos de optimización global rigurosos para resolver los modelos BMINLP que involucran variables de decisión binarias en el segundo nivel. Según nuestro conocimiento, el enfoque para el diseño ECM presentado aquí es la primera superestructura que aborda de forma simultánea: la selección de VCs y VMs, la definición de apareamiento entrada-salida, el diseño del controlador, la adición de requisitos de control originales/heurística, y una prueba necesaria pero no suficiente de estabilidad/robustez usando información de estado estacionario. Se propone además una estrategia secuencial basada en cortes enteros para garantizar la estabilidad final de la estructura obtenida.

El modelo propuesto fue testeado de manera exitosa con dos casos de estudio muy conocidos (benchmark) de mediana/gran escala: el proceso Tennessee Eastman (TEP) y la planta de tratamiento de aguas residuales (WWTP). Estos dos casos son problemas reales que presentan una gran dificultad combinatoria (múltiples soluciones). Los resultados obtenidos con la reformulación MIQP usando GAMS/CPLEX muestran que los tiempos de optimización puede reducirse a un 94 % respecto del enfoque BMINLP resuelto con AG. Además, la metodología MIQP garantiza la calidad de la solución encontrada, en contraste con la formulación BMINLP (la misma puede caer en un óptimo local).

Cuadro 4.12: Resultados WWTP – RGA con $[\delta_1, \delta_2] = [0.3, 30]$

	Descentralizado – SSD+NLE=18.41						Sparse – SSD+NLE=13.46					
	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6	u_1	u_2	u_3	u_4	u_5	u_6
y_1	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_5	0.00	0.00	0.11	1.17	0.00	-0.28	-0.02	-0.20	0.14	1.46	0.00	-0.68
y_6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.89	0.20	-0.03	-0.20	0.00	0.14
y_8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_{10}	0.00	0.00	-0.18	-0.19	0.00	1.37	0.00	0.18	-0.09	0.11	0.00	0.80
y_{11}	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_{12}	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
y_{13}	0.00	0.00	1.07	0.02	0.00	-0.09	0.01	-0.01	0.89	0.05	0.00	0.05
y_{17}	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.13	0.82	0.09	-0.42	0.00	0.38
y_{18}	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Full – SSD+NLE=15.13												
y_1	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						
y_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						
y_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						
y_4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						
y_5	-0.02	-0.20	0.14	1.46	0.00	-0.68						
y_6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						
y_7	0.89	0.20	-0.03	-0.20	0.00	0.14						
y_8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						
y_9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						
y_{10}	0.00	0.18	-0.09	0.11	0.00	0.80						
y_{11}	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						
y_{12}	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						
y_{13}	0.01	-0.01	0.89	0.05	0.00	0.05						
y_{17}	0.13	0.82	0.09	-0.42	0.00	0.38						
y_{18}	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						

Cuadro 4.13: Resultados Estructuras Descentralizadas para TEP – Diferentes Rangos de Interacción $[\delta_1, \delta_2]$

$[\delta_1, \delta_2]$	SSD+NLE	Optimización Tiempo [seg.]	Lazos de Control
[0.3, 30]	19.77	183.32	6
[0.3, 10]	19.77	336.08	6
[0.5, 30]	20.23	269.24	5
[0.8, 1.5]	34.08	456.30	5
[0.9, 1.1]		Infactible	

Para estos ejemplos, se diseñaron tres tipos de estructuras de control multivariables basadas en tres tipos de interacción del controlador. Las mismas fueron implementadas con éxito. Más precisamente, se diseñaron controladores descentralizados, sparse y full óptimos para ambos casos de estudio. Se demostró que las decisiones heurísticas clásicas en el diseño de ECM (es decir, utilizar controladores descentralizados y full) no siempre son las mejores opciones. Los resultados obtenidos para los casos de estudio muestran que los controladores sparse óptimos tienen el mejor rendimiento, en general, de acuerdo con el índice combinado SSD + NLE.

Además se llevaron a cabo dos análisis sobre el modelo MIQP. En el primer análisis se analizó la influencia del valor del big-M definido para las restricciones. En este análisis se mostró que a medida que se utiliza un valor más grande, se requiere mayor tiempo de cómputo. Y por el contrario, si dicho valor es fijado

en un valor muy pequeño puede encontrarse una solución subóptima o incluso no encontrarse solución. Es por ello que es conveniente individualizar cada valor de big-M para cada restricción con el fin de reducir los tiempos de CPU.

Por otro lado, el segundo análisis llevado a cabo, está relacionado con los rangos de interacción fijados sobre la matriz RGA. Se pudo observar que dichos rangos influyen sobre la solución obtenida. Es decir a medida que se impone rangos más exigentes (valores más altos de δ_1 y valores más pequeños de δ_2) la solución obtenida se ve modificada e incluso se puede llegar al caso extremo donde no exista solución. Esto se debe a que al ajustar más este rango, imponemos una interacción más exigente y existen menos estructuras de control que satisfagan estas restricciones. De este análisis pudimos concluir que el límite más importante es el valor de δ_1 ya que la minimización del índice combinado SSD + NLE se tiende a minimizar los valores de los elementos de la RGA.

Finalmente, destacaremos que la reformulación de MIQP propuesta para el diseño de ECM será utilizada en la siguiente sección integrándola con la síntesis de redes flexibles de intercambio de calor. De hecho, debido a que incluye solo restricciones lineales/convexas, el modelo MIQP es más efectivo y presenta tiempos de computación menores que otras representaciones y, por lo tanto, puede integrarse con formulaciones más complejas que abordan la síntesis y/o el diseño del proceso.

Nomenclatura del Capítulo

Acrónimos

BMINLP: Programación mixta-entera no-lineal de dos niveles
 VCs: Variables controladas
 VPs: Variables de perturbación
 AG: Algoritmo Genético
 CMI: Control basado en Modelo Interno
 EMC: Estructuras de control Multivariable
 MINLP: Programación mixta-entera no-lineal
 MIQP: Programación mixta-entera cuadrática
 MPC: El Control Predictivo basado en Modelo
 MSD: Desviación mínimas cuadráticas
 VMs: Variables Manipuladas
 VNCs: Variables de Salida no Controladas
 NLE: Evaluación de Carga Neta
 PE: Positiva Estable
 PVMs: Posibles Variables Manipuladas
 PVS: Potenciales Variables de Salida
 PWC: Control de Planta Completa
 RGA: Matriz de Ganancias Relativas
 RGA-number: Número de RGA
 SSD: Suma de las Desviaciones Cuadráticas
 TEP: Proceso Tennessee Eastman
 MFT: Matriz de Funciones Transferencia
 VNCs: Variables no Controladas
 WWTP: Planta de Tratamiento de Aguas Residuales.

Indices

$i = 1, \dots, m$: Variables controladas
 $j = 1, \dots, p$: Perturbaciones
 $l = 1, \dots, n$: Variables manipuladas

Variables Continuas

D_s : MFT de Perturbaciones para VCs
 D_r : MFT de Perturbaciones para VNCs
 d^* : Vector de perturbaciones
 G_c : MFT del controlador
 G_r : MFT del proceso para VNCs
 G_s : MFT del proceso para VCs
 \tilde{G}_s : Selección particular de los elementos de G_s
 NLE: Índice de evaluación de carga neta
 u : Vector de entradas
 u_r : Vector de variables de entradas no seleccionadas
 u_s : Vector de VMs
 u_s^{sp} : Vector de VMs para cambios de set-point en la ec. 4.3
 u_s^d : Vector de VMs para cambio de las perturbaciones en la ec. 4.3
 u_i^c : Vector de todas las entradas (incluyendo las variables manipuladas seleccionadas y no seleccionadas) para los i -ésimos cambios de set-point
 u_j^d : Vector completo de entradas para los j -ésimos cam-

bios en las perturbaciones

u_i^{nc} : Vector completo de entradas asociado a z^n para los i -ésimos cambios de set-point
 u_j^{nd} : Vector completo de entradas asociado a z^n para los j -ésimos cambios en las perturbaciones
 SSD: Índice de la suma de las desviaciones cuadráticas
 y : Vector de salida
 y_r : Vector de VNCs y_s : Vector de VCs vector
 y_r^d : Vector de VNCs para las perturbaciones en la ec. 4.5
 y_r^{sp} : Vector de VNCs para cambio de set-point en la ec. 4.5
 y_s^{sp} : Vector de VCs para cambios de set-point en la ec. 4.5
 y_s^{net} : Efecto de carga neta en la ec. 4.10
 y_i^c : Vector completo de las desviaciones de las variables de salida (incluyendo VCs y VNCs) para los i -ésimos cambios de set-point
 y_j^d : Vector completo de desviaciones de las variables de salida para los j -ésimos cambios en las perturbaciones
 y_i^{nc} : Vector completo del efecto de carga neta asociado con z^n para los i -ésimos cambios de set-point
 y_j^{nd} : Vector completo del efecto de carga neta asociado con z^n para los j -ésimos cambios en las perturbaciones
 y^r : Matriz completa de la RGA (formulación MIQP)
 Λ_p : Elementos seleccionados de la matriz RGA (problema original)
 Λ : RGA
 Λ_n : RGA-number

Variables Binarias

T_O, T_I : Matrices de Transformación (Problema original)
 z^O : Vector de selección de variables de salida
 z^I : Vector de selección de las variables de entrada
 z^P : Matriz de selección de estructura de control descentralizado (Problema original)
 z^S : Matriz de selección de estructura de control sparse (Problema original)
 z^n : Matriz de selección de estructura de control sparse (formulación MIQP)
 z^{nd} : Matriz de selección de estructuras de control descentralizadas (formulación MIQP)

Parámetros

D : MFT de perturbaciones F : Matriz del filtro pasa bajo
 G : MFT del Proceso
 M : Big-M
 q : Número de entradas en los vectores z^O y z^I
 v_i, v_j : Vector unitario en la dirección de i y j , respectivamente
 δ_1, δ_2 : Límite inferior y superior para los elementos seleccionados de la matriz RGA (rango de interacción)

Diseño de Estructuras de Control Multivariable Aplicado a RIC

En este capítulo se llevará a cabo una modificación del modelo propuesto para el diseño de estructuras de control multivariable (ECM) presentado en el capítulo anterior (4). El objetivo de esta modificación es generalizar la formulación de manera de que pueda ser aplicada al diseño de estructuras de control de las redes de intercambio calórico (RIC). Como vimos en el capítulo anterior esta metodología aborda simultáneamente y a través de una superestructura: (1) la selección de variables controladas (VCs) y variables manipuladas (VMs), (2) la definición del apareamiento entrada-salida, (3) la topología del control, (4) condiciones heurísticas iniciales y (5) la prueba de estabilidad. Todas estas consideraciones son realizadas usando únicamente información de estado estacionario.

En la mayoría de los casos de diseño de estructuras de control de RICs no se disponen de variables no controladas. Esta situación es la que motiva la generalización del problema MIQP original ya que es necesario incorporar la cuantificación del movimiento de las variables manipuladas para poder realizar el diseño del control. Posteriormente, se propuso un problema ponderado con el objetivo de representar los costos operativos asociados a la utilización de las diferentes variables del proceso. En el caso particular de las RIC, estos costos se relacionan con el vapor de calentamiento y el agua de enfriamiento consumido en las utilidades. En este sentido, el problema ponderado busca cuantificar el efecto que tienen los diferentes costos sobre la estructuras de control. Finalmente, se realizaron el diseño y la implementación de diferentes estructuras de control, i.e. descentralizadas, sparse y full. Dos ejemplos son utilizados en este capítulo para mostrar la potencialidad de la metodología propuesta y para llevar a cabo las conclusiones del mismo.

5.1. Introducción

El diseño de estructuras de control para redes de intercambio calórico es uno de los problemas más estudiados en la última década. El objetivo de dichas estructuras es manejar el cambio en los set-point de las variables de salida y rechazar perturbaciones que ingresan a la red. En la práctica, por lo general, las temperaturas y los caudales de entrada a la RIC, los coeficientes de transferencia de calor, entre otros, varían exigiendo que el control sea capaz de rechazar dichas perturbaciones. Generalmente, existen dos enfoques relacionados con el tiempo de variación de las perturbaciones que ingresan a la red. Por un lado, cuando el tiempo de variación es corto el problema que se aborda es el de controlabilidad o de resiliencia dinámica. En caso contrario, es decir para variaciones que se mantienen en un largo período de tiempo, la tarea se denomina flexibilidad o problema de resiliencia estática. Es decir, mientras que el problema de controlabilidad está relacionado con la capacidad de la RIC de rechazar una perturbación cuya variación se produce en un corto período de tiempo, el problema de flexibilidad se relacionará con la capacidad de absorber variaciones que se mantiene por un largo período de tiempo. En la

literatura existen varios trabajos que intentan abordar estos dos enfoques por separado. En este sentido, el trabajo presentado por Colberg y Morari (1988) ofrece un resumen completo sobre síntesis y análisis de RIC flexibles. Los resultados más importantes, dentro de este enfoque, son la definición de los cuatro peores casos del conjunto de perturbaciones (capacidad máxima intercambiado, enfriamiento máximo, calentamiento máximo y área máxima) desarrollado por Marselle et al. (1982); el índice de resiliencia (Saboo et al., 1982); el índice de flexibilidad (Swaney y Grossmann, 1985); las tablas de sensibilidad y rutas descendentes (Kotjabasakis y Linnhoff, 1986); y soluciones a partir de programación matemática (Grossmann y Floudas, 1987b). Por otro lado, dentro del enfoque de controlabilidad, uno de los primeros trabajos presentados fue realizado por Nisenfeld (1973). En dicho trabajo, se aborda la selección de las variables de salida, las entradas manipuladas y el mejor apareamiento utilizando la matriz de ganancia relativa (Bristol, 1966a) y las RIC como caso de estudio. Dentro de esta línea, Mathisen (1994) provee un método heurístico para evaluar la controlabilidad, seleccionar los bypasses y generar el apareamiento apropiado para las RICs. Yan et al. (2001) y Escobar et al. (2013) presentaron una metodología simultánea de rediseño de RIC y selección óptima de los bypasses basado en un modelo de propagación de perturbaciones y control. En ambos casos el apareamiento para la selección de los bypasses es llevado a cabo aplicando una adaptación de la matriz de ganancia relativa (RGA) para procesos no cuadrados, que es definida de forma similar a la RGA clásica. En ambos enfoques se destacan la dependencia de la flexibilidad y la controlabilidad respecto de la estructura de la red. La mayoría de los trabajos que abordan el diseño del control sobre RIC reflejan esta dependencia y es por esta razón que en el último período de tiempo se ha intentado abordar el desarrollo de estrategias de síntesis integrada con el control. En la siguiente sección se presentan las principales contribuciones del capítulo.

5.1.1. Contribuciones del Capítulo

En este capítulo se presenta una nueva formulación para el diseño de estructuras de control multivariable (ECM). Como se pudo observar la mayoría de los enfoques que abordan el problema de controlabilidad en las RIC realizan el diseño de la estructura de control basándose en la matriz RGA. Es por este motivo, que en este capítulo se propondrá un nuevo enfoque de diseño de control de RICs que utiliza como punto de partida la metodología presentada en el capítulo anterior basada en los índices SSD (suma de desviaciones cuadradas) y NLE (evaluación de carga neta). En este sentido, se generaliza la formulación original incorporando una cuantificación del movimiento de las variables manipuladas dentro de la función objetivo del mismo. Se sugiere esta modificación ya que generalmente en el diseño de la estructura de control de RIC no se dispone de variables no controladas, es decir, se impone como requisito de control que todas las salidas de la red sean controladas. Se analiza también la influencia de las diferentes topologías de control, i.e. descentralizadas, sparse y full, sobre el rendimiento de la RIC. Dado que para realizar el diseño de la estructura de control de RIC es necesario partir de un modelo de estado estacionario, en este capítulo se propondrá una nueva forma de obtenerlo. Para tal fin, se extenderá el modelo de propagación de perturbaciones en RICs con bypass presentado por Yan et al. (2001) con el objetivo de incorporar el efecto de las utilidades en el mismo. Posteriormente, se propone una formulación ponderada que tiene por objetivo representar los costos operativos asociados al uso de las diferentes variable manipulada, i.e. costos operativos asociados al vapor de calentamiento y agua de enfriamiento consumidas en las utilidades de la RIC. Dos casos de estudio provenientes de la literatura son utilizados para analizar las soluciones obtenidas con las nuevas formulaciones. El primero de los ejemplos es un caso académico en el que se presentan dos estructuras de RIC de un mismo proceso. La idea principal de este caso de estudio es, por un lado, analizar las diferentes estructuras obtenidas con las diferentes formulaciones y, por el otro, reflejar la influencia de la estructura de la RIC sobre el diseño del control. Finalmente, el segundo caso está relacionado con el diseño de diferentes estructuras de control utilizando el problema ponderado para el caso del sistema de procesamiento de etanol. Las principales contribuciones de este capítulo se pueden resumir en los siguientes puntos:

- Se presenta una generalización de la formulación MIQP dada en el Cap.4 con el objetivo de realizar el diseño de ECM en RIC. Esta modificación busca incorporar una cuantificación del movimiento

de las variables manipuladas dentro de la función objetivo del problema.

- Se propone un problema ponderado con el objetivo de representar los costos operativos involucrados en el control de las RIC.
- Se incorpora el efecto de las utilidades en el modelo de propagación de perturbaciones de RIC con bypass propuesto por [Yan et al. \(2001\)](#).
- La nueva formulación permite el uso de herramientas de solución e implementación más adecuadas (GAMS/CPLEX) respecto a las estrategias existentes en la literatura basadas en la matriz RGA.
- La formulación propuesta es más adecuada para ser integrada, en el siguientes capítulos, con la síntesis y el diseño de RIC.

Este capítulo está organizado de la siguiente manera: las diferentes estrategias con las que se aborda el diseño de la estructura de control para las redes de intercambio calórico y las contribuciones de este capítulo son presentadas en la sección introductoria. En la Sec. 5.2 se describe el problema de diseño de estructuras de control para RIC. En las Secs. 5.2.2 - 5.2.5 se detallan los objetivos de control, la selección de las variables controlables, de las mediciones y de las variables manipuladas, así como, el problema de apareamiento entrada-salida. En la Sec. 5.3 se analiza la complejidad del problema de selección. Por otro lado, mientras que en la Sec. 5.4 se estudia el modelo de propagación de perturbaciones presentado por [Yan et al. \(2001\)](#), la reformulación considerando las utilidades como nuevos equipos dentro del modelo se presenta en la Sec. 5.4.4. La obtención del modelo normalizado, el cual será utilizado para obtener el diseño de la estructura de control, es desarrollado en la Sec. 5.4.5. La metodología de diseño de estructura de control aplicado a RICs es explicada en la Sec. 5.5. La aplicación de la metodología propuesta a dos casos de estudio es presentada en la Sección 5.6. Finalmente, las conclusiones y el trabajo futuro del capítulo se discuten en la Sección 5.8.

5.2. Descripción del Problema

El diseño de las estructuras de control consiste en las siguientes tareas:

1. Selección de los objetivos de control
2. Selección de las mediciones
3. Selección de las salidas controladas
4. Selección de los actuadores (variables manipuladas)
5. Apareamiento entre las variables manipuladas y las variables controladas.

Todas estas tareas están relacionadas y, por lo general, suele ser más convenientes abordarlas de manera simultáneas. A continuación se realizará una breve descripción de cada una de ellas en el caso de las RICs.

5.2.1. Objetivos del Control en RIC

El sistema de control en las RIC tiene un objetivo primario y un objetivo secundario:

1. Objetivo primario: mantener ciertas salidas controladas (temperaturas) en un valor deseado (set-point)
2. Objetivo secundario: conseguir el objetivo de control primario utilizando mínima energía, i.e. minimizando el consumo de calor proveniente de las utilidades

5.2. Descripción del Problema

En el caso de las redes de intercambio calórico el objetivo primario es el más importante y se alcanza, generalmente, con la estrategia de control funcionando como regulador.

La contaminación y la economía de cualquier planta química dependen principalmente de los reactores y de los sistemas de separación. La operación segura y rentable de dichos equipos requiere que las temperaturas de la corriente de alimentación se mantengan en sus valores de set-point. Este objetivo se logra cumpliendo el objetivo primario del control en las RICs. Sin embargo, dado que el propósito principal de por qué se diseñan las RICs es el ahorro energético, es decir, minimizar el consumo de servicios auxiliares, el objetivo de control secundario también es importante y puede tenerse en cuenta dentro de las metas del control. En conclusión, los objetivos de control en las RICs se relacionan con la temperatura o la energía. En lo posible, queremos una configuración de control que cumpla con ambos criterios y decida si son compatibles o no.

5.2.2. Selección de Variables Controladas

Las variables de salida controladas en las RICs pueden ser: (i) las temperaturas de salida de la red, (ii) las temperaturas intermedias o (iii) calores intercambiados. Muchas veces estas salidas deben mantenerse en:

1. Un valor determinado de set-point.
2. Dentro de un rango de variación determinado.
3. Por debajo de un límite superior o por encima de un límite inferior.
4. Lo más cerca que se pueda de un límite (i.e. al máximo o mínimo valor posible)

El primero de los tipos de de salida controlada requiere alcanzar el objetivo primario de control y suele ser denominada como objetivo duro. Por otro lado, la cuarta clasificación de salida se incluye para poder cumplir el objetivo secundario de control relacionado con la minimización de la energía consumida. Finalmente, las salidas de tipo dos y tres describen las restricciones adicionales impuestas al sistema y son denominadas objetivos blandos. En particular en este capítulo se considerará que todas las corrientes de salida en la RIC deben ser controladas, i.e. todas las salidas son objetivos duros de control.

5.2.3. Selección de las Mediciones

Dado que las mediciones de temperatura son rápidas, económicas, confiables y fáciles de mantener, se suele seleccionar como salidas controladas las temperaturas de las corrientes. De esta manera, la selección de las variables a medir en las RIC suele ser sencilla. En algunos casos, puede ser deseable controlar el calor intercambiado, e.g. cuando el intercambiador de calor es un evaporador o un condensador. En ese caso, se suele usar dos mediciones de temperatura y una medida de flujo en el lado en que no se produce el cambio de fase. Se logra, de esta manera, estimar el calor intercambiado. En este trabajo se consideró que todas las mediciones son de temperaturas y de las corrientes de salida de la red.

5.2.4. Selección de Variables Manipuladas

Las variables de entradas manipuladas en las RIC suelen ser:

1. Los flujos en las utilidades.
2. Los porcentajes de apertura de los bypasses.
3. Las fracciones de divisiones.
4. Los flujos de corrientes de proceso.
5. Las áreas de intercambio.
6. Las fracciones de reciclo.

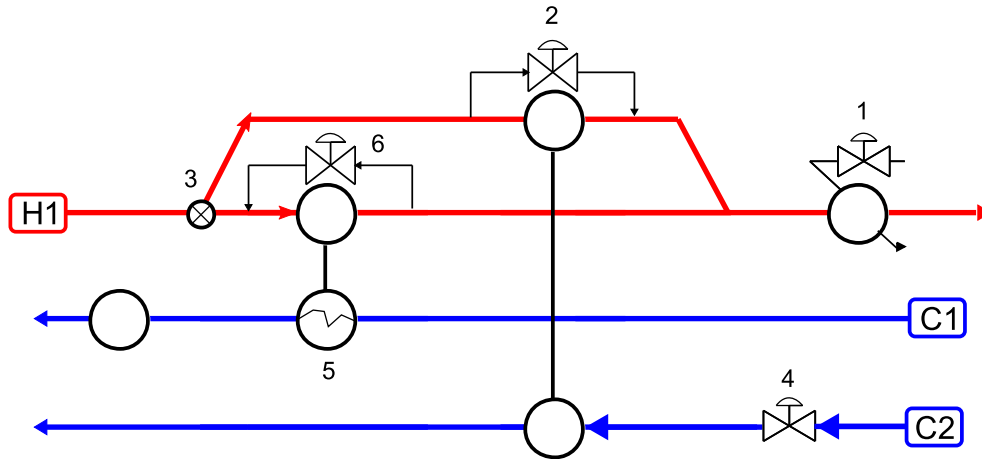


Figura 5.1: Posibles Variables Manipuladas en las RICs.

En la figura 5.1 se realiza una representación esquemática de las potenciales variables manipuladas presentes en las RICs. En este trabajo se considerarán sólo las dos primeras opciones como posibles variables manipuladas. Debemos mencionar también que los bypasses pueden atravesar uno o más equipos. En la figura sólo se representa un bypass que atraviesa a un único intercambiador y se lo denomina bypass simple. Sin embargo pueden existir bypass que atraviesen dos o más equipos y se los denominarían bypasses múltiples. En este trabajo sólo consideraremos la primera categoría.

5.2.5. Apareamiento Entrada-Salida

El subproblema de apareamiento entrada-salida consiste en vincular las variables manipuladas con las variables controladas de manera de conseguir un control cuadrado. Esto último determina que el número de apareamientos debe ser igual al mínimo entre el número de salidas y entradas. Como se vio en el Capítulo 4 este problema depende en gran medida de la selección de las VMs y VCs. Es por este motivo que un abordaje simultáneo del problema de selección de variables controladas y manipuladas y el problema de apareamiento entrada-salida suele ser el más adecuado.

5.3. Análisis de la Complejidad del Problema de Selección

5.3.1. Bypasses para Objetivos de Flexibilidad y Controlabilidad

La utilización de bypass en redes de intercambio calórico suele ser necesaria debido a tres razones:

- Factibilidad: cuando se realiza el diseño de una red capaz de rechazar perturbaciones (como se observó en el Cap. 3), el área de los intercambiadores obtenidas suelen estar sobredimensionadas para trabajar en diferentes puntos operativos. En este sentido, los bypasses se utilizan para reducir de manera efectiva dicha área.
- Minimización del consumo de utilidades: en el caso de que las áreas de los equipos y los bypasses presentes en una RIC sean suficientes para trabajar en todos los puntos operativos, se puede lograr minimizar el consumo de las utilidades incorporando bypass adicionales.
- Controlabilidad: en un punto de operación específico, se requieren grados de libertad (bypasses) para obtener un comportamiento de control satisfactorio en presencia de perturbaciones dinámicas. La ubicación óptima de estos bypass generalmente depende de si los objetivos que se buscan es lograr flexibilidad o controlabilidad de la RIC. Una RIC operable se puede definir como un RIC flexible y controlable con un sistema de control simple, por ejemplo, un control descentralizado.

Es decir en el Cap. 3 llevamos a cabo el diseño de los bypasses garantizando la factibilidad de la red en el caso de que ingresaran a la misma perturbaciones que se mantenían en un largo período de tiempo.

De esta manera, obtuvimos diseños que estaban sobredimensionados respecto del punto nominal de operación. En este capítulo, se llevará a cabo la selección de los bypasses con el objetivo de lograr la controlabilidad de la misma. Es decir, se buscará diseñar buenas estructuras de control capaces de rechazar perturbaciones que se mantienen en un corto período de tiempo. Finalmente, en último capítulo de la tesis se propondrá una metodología secuencial para llevar a cabo el diseño de la red y la estructura de control logrando la operabilidad de la misma, i.e. abarcando los conceptos de flexibilidad y controlabilidad.

5.3.2. Número de Bypasses Necesarios

La cantidad de bypasses necesarios en una red de intercambio calórico depende de un análisis de grado de libertad. Si consideramos una RIC con N_e intercambiadores de calor, N_y variables de salida controladas (objetivos duros) y N_{ux} utilidades, el número de bypasses necesarios para llevar a cabo el control de la red quedará determinado por el número de utilidades empleadas por el control. En este sentido, si todas las utilidades son seleccionadas como variables manipuladas, se requerirán al menos $N_y - N_{ux}$ bypasses para controlar todas las salidas, i.e. para lograr la controlabilidad de la red. Por otro lado el número de bypasses estará limitado por la cantidad de unidades disponibles en la RIC. Por lo tanto el número de bypasses necesarios (N_{byp}) podrá variar dentro del siguiente rango:

$$N_y - N_{ux} \leq N_{byp} \leq N_e \quad (5.1)$$

Existen factores adicionales que influyen en el límite inferior. Por ejemplo:

1. Calores de calentamiento/enfriamiento. Los calores de ciertas utilidades pueden alcanzar un valor de cero para ciertos puntos de operación. Esto es favorable desde el punto de vista de la operación. Sin embargo, para que la red logre ser operada es necesario agregar un bypass extra que reemplace la utilidad perdida. El número de bypass extra es definido como N'_{ux}
2. Calores en los intercambiadores. Al igual que ocurría en los calores de las utilidades, el calor de los intercambiadores puede alcanzar el valor de cero para ciertos puntos de operación. Es por ello que se necesitan bypasses extras para sustituir estas variables manipuladas. El número de bypass extra por perdida de intercambiadores del proceso viene definido por N'_{byp}

De acuerdo a estas consideraciones el límite inferior puede variar según se produzca alguna de las situaciones enunciadas anteriormente. El valor de este límite inferior será definido por:

$$N_{byp}^{target} = N_y - N_{ux} + N'_e + N'_{byp} \quad (5.2)$$

5.3.3. Combinaciones

Para analizar el número de combinaciones posibles, empezamos asumiendo que se deben seleccionar N_{byp} bypass simples y la red contiene N_e intercambiadores de calor. Dado que existen diferencias entre el bypass del lado caliente y del lado frío, hay dos posibles bypasses susceptibles a ser seleccionados en un intercambiador. Por lo tanto el número de combinaciones posibles viene dado por:

$$\frac{2 N_e!}{N_{byp}!(2 N_e - N_{byp})!} \quad (5.3)$$

Sin embargo usando dos bypass en un mismo intercambiador puede producir singularidades en el sistema Mathisen (1994). Por lo tanto asumiendo que el número de bypasses por intercambiador puede ser como máximo uno, el número de combinaciones posibles viene definido por

$$2^{N_{byp}} \frac{N_e!}{N_{byp}!(N_e - N_{byp})!} \quad (5.4)$$

Esto demuestra el gran número de combinaciones que presenta el problema de control. Por ejemplo utilizando un caso pequeño de 4 corrientes, con 6 unidades, el número de combinaciones posibles considerando todas las alternativas, i.e. modificando el número de bypasses seleccionados (N_{byp}), superan las 2000 combinaciones. Por otro lado, si se usan controles descentralizados, hay $N_{byp}!$ diferentes apareamientos posibles para cada configuración dada por la ec. 5.4. El rápido crecimiento combinatorio que presenta el problema hace que sea difícil aplicar técnicas de búsqueda exhaustivas. Es por ello, que una modificación del método propuesto en el Capítulo 4 es adecuado para resolver este tipo de problema.

5.4. Modelo de Propagación de Perturbaciones

En esta sección se describirá el modelo de estado estacionario utilizado para obtener la representación en función transferencia de una RIC. Se utilizó como punto de partida el modelo presentado en [Yan et al. \(2001\)](#). En dicho trabajo, el autor propuso una modificación al modelado presentado por [Yang et al. \(1996\)](#) y utilizó este nuevo modelado para obtener la representación en estado estacionario de las RIC. La modificación propuesta incorpora las ecuaciones relacionadas con los bypasses calientes y fríos para cada intercambiador dentro del modelo. Si bien el modelo obtenido es una mejora del modelo anterior no tiene en cuenta las utilidades como variables manipuladas dentro de la representación. En este sentido, dado que en nuestro trabajo dichas variables son potenciales variables manipuladas, se realizará un pequeño cambio en el mismo con el objetivo de incluir el efecto de las utilidades. A continuación se realizará una descripción más detallada de: (i) los modelos de propagación de perturbaciones en RIC con y sin bypass, (ii) la forma de obtener la representación en estado estacionario de las RIC y (iii) la incorporación de las utilidades dentro del modelado propuesto por [Yan et al. \(2001\)](#).

5.4.1. Modelo Simplificado de Intercambiador sin Bypass

[Yang et al. \(1996\)](#) desarrolló el primer modelo de propagación de perturbaciones basado en primeros principios con el objetivo de modelar los intercambiadores de calor sin bypass. En este sentido, si en la ecuación de transferencia de calor de un intercambiador se reemplaza la diferencia media logarítmica por la diferencia media aritmética se puede obtener el siguiente modelo lineal simplificado:

$$\delta \mathbf{T}^t = \mathbf{D}'_t \delta \mathbf{T}^s + \mathbf{D}'_m \delta \mathbf{F} \quad (5.5)$$

dividiendo el modelo en las corrientes calientes y frías:

$$\begin{bmatrix} \delta T_h^t \\ \delta T_c^t \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 - \alpha & \alpha \\ \beta & 1 - \beta \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \delta T_h^s \\ \delta T_c^s \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \alpha_h(2 - \alpha) & \alpha_c \alpha \\ \alpha_h \beta & -\alpha_c(2 - \beta) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \delta F_h \\ \delta F_c \end{bmatrix} \quad (5.6)$$

siendo

$$\alpha = \frac{T_h^s - T_h^t}{T_h^s - T_c^s}, \quad \beta = \frac{T_c^t - T_c^s}{T_h^s - T_c^s} \quad (5.7)$$

$$\alpha_h = \frac{T_h^s - T_h^t}{2F_h}, \quad \alpha_c = \frac{T_c^t - T_c^s}{2F_c} \quad (5.8)$$

En este modelo $\delta \mathbf{T}^t = [\delta T_h^t, \delta T_c^t]^\top$ y $\delta \mathbf{T}^s = [\delta T_h^s, \delta T_c^s]^\top$ son las variaciones sufridas por las temperaturas de entrada y salida de las corrientes calientes y frías (representadas con los subíndice h y c, respectivamente). Por otro lado $\delta \mathbf{F} = [\delta F_h, \delta F_c]^\top$ representa las variaciones sobre los flujos de entrada para las corrientes calientes y frías. Es a partir de este modelo que [Yan et al. \(2001\)](#) incorpora las ecuaciones que modelan los bypasses fríos y calientes. El mismo será detallado en la siguiente sección.

5.4.2. Modelo de Intercambiador con Bypass

Como vimos en las secciones anteriores, la mayoría de las redes de intercambio calórico son controladas utilizando tanto los bypasses del lado frío y caliente de cada intercambiador como el flujo de las utilidades

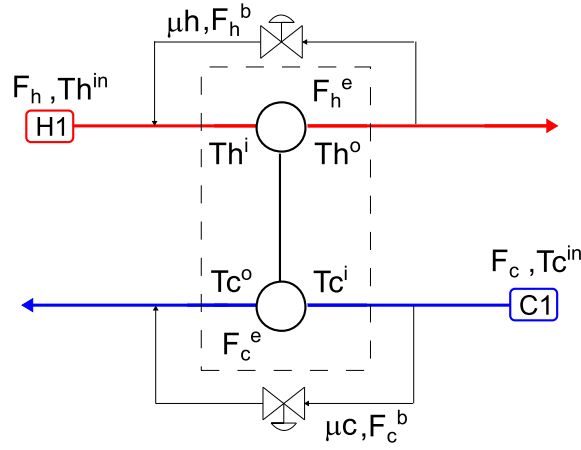


Figura 5.2: Estructura General de un Intercambiador con Bypass.

calientes y frías. Es por estos motivos que Yan et al. (2001) extiende el modelo de propagación de perturbaciones descrito en la Sección 5.4.1.

Si consideramos un intercambiador con bypass, como se muestra en la Figura. 5.2, el balance de energía y las ecuaciones de transferencia pueden obtenerse utilizando el enfoque que se describe en el trabajo presentado por Yan et al. (2001). En este modelo también se utiliza la diferencia media aritmética y por lo tanto el modelo obtenido es aproximación. Las ecuaciones finales se muestran a continuación:

$$\delta \mathbf{T}^t = \mathbf{B} \delta \boldsymbol{\mu} + \mathbf{D}_t \delta \mathbf{T}^s + \mathbf{D}_m \delta \mathbf{F} \quad (5.9)$$

como se puede observar, en este nuevo modelo se incorpora la influencia de los bypasses fríos y calientes, representados por $\delta \boldsymbol{\mu} = [\delta \mu_h, \delta \mu_c]^\top$. Finalmente las matrices \mathbf{B} , \mathbf{D}_t y \mathbf{D}_m se calculan según:

$$\mathbf{B} = \begin{bmatrix} \frac{\alpha(T_h^s - T_h^t)}{2(1 - \mu_h)^2} & \frac{\beta(T_h^s - T_h^t)}{2(1 - \mu_c)^2} \\ -\frac{\alpha(T_c^t - T_c^s)}{2(1 - \mu_h)^2} & -\frac{\beta(T_c^t - T_c^s)}{2(1 - \mu_c)^2} \end{bmatrix} \quad (5.10)$$

$$\mathbf{D}_t = \begin{bmatrix} 1 - \alpha & \alpha \\ \beta & 1 - \beta \end{bmatrix} \quad (5.11)$$

$$\mathbf{D}_m = \begin{bmatrix} \alpha_h \left(2 - \frac{\alpha}{1 - \mu_h} \right) & -\frac{\alpha \alpha_c}{1 - \mu_c} \\ \frac{\beta \alpha_h}{1 - \mu_h} & -\alpha_c \left(2 - \frac{\beta}{1 - \mu_c} \right) \end{bmatrix} \quad (5.12)$$

El modelo dado en la ec. 5.9 permite describir la propagación de las perturbaciones en un intercambiador incluyendo además las entradas utilizadas para controlarlo.

5.4.3. Modelo de Redes de Intercambio Calórico

El modelo descrito en la sección anterior fue utilizado para modelar cada intercambiador dentro de una RIC. Para el i -ésimo intercambiador llamado E_i dentro de la red, el modelo de la ec. 5.9 queda definido de la siguiente manera:

$$\delta \mathbf{T}_{E_i}^{\text{out}} = \mathbf{B}_{E_i} \delta \boldsymbol{\mu}_{E_i} + \mathbf{D}_{tE_i} \delta \mathbf{T}_{E_i}^{\text{in}} + \mathbf{D}_{mE_i} \delta \mathbf{F}_{E_i} \quad (5.13)$$

Si la red contiene N_e intercambiadores, se puede obtener un modelo de toda la red agrupando los modelos individuales de cada uno de estos intercambiadores respetando la topología existente. De esta manera se puede obtener:

$$\delta \mathbf{T}^{\text{out}} = \mathbf{B}_E^* \delta \boldsymbol{\mu}^* + \mathbf{D}_{tE}^* \delta \mathbf{T}^{\text{in}} + \mathbf{D}_{mE}^* \delta \mathbf{F}^* \quad (5.14)$$

donde:

$$\delta \mathbf{T}^{*in} = \left[(\delta \mathbf{T}_{E_1}^{in})^\top (\delta \mathbf{T}_{E_2}^{in})^\top \dots (\delta \mathbf{T}_{E_{N_e}}^{in})^\top \right]^\top \quad (5.15)$$

$$\delta \mathbf{T}^{*out} = \left[(\delta \mathbf{T}_{E_1}^{out})^\top (\delta \mathbf{T}_{E_2}^{out})^\top \dots (\delta \mathbf{T}_{E_{N_e}}^{out})^\top \right]^\top \quad (5.16)$$

$$\delta \mathbf{F}^* = \left[(\delta \mathbf{F}_{E_1})^\top (\delta \mathbf{F}_{E_2})^\top \dots (\delta \mathbf{F}_{E_{N_e}})^\top \right]^\top \quad (5.17)$$

$$\delta \boldsymbol{\mu}^* = \left[(\delta \boldsymbol{\mu}_{E_1})^\top (\delta \boldsymbol{\mu}_{E_2})^\top \dots (\delta \boldsymbol{\mu}_{E_{N_e}})^\top \right]^\top \quad (5.18)$$

$$\mathbf{B}_E^* = \text{diag} \{ \mathbf{B}_{E_1}, \mathbf{B}_{E_2}, \dots, \mathbf{B}_{E_{N_e}} \} \quad (5.19)$$

$$\mathbf{D}_{tE}^* = \text{diag} \{ \mathbf{D}_{tE_1}, \mathbf{D}_{tE_2}, \dots, \mathbf{D}_{tE_{N_e}} \} \quad (5.20)$$

$$\mathbf{D}_{mE}^* = \text{diag} \{ \mathbf{D}_{mE_1}, \mathbf{D}_{mE_2}, \dots, \mathbf{D}_{mE_{N_e}} \} \quad (5.21)$$

La dimensión de los vectores $\delta \mathbf{T}^{*in}$, $\delta \mathbf{T}^{*out}$, $\delta \mathbf{F}^*$ y $\delta \boldsymbol{\mu}^*$ es de $2N_e \times 1$, mientras que las matrices \mathbf{B}_E^* , \mathbf{D}_{tE}^* y \mathbf{D}_{mE}^* son todas de dimensión $2N_e \times 2N_e$. Es importante observar que los vectores $\delta \mathbf{T}^{*in}$ y $\delta \mathbf{T}^{*out}$ contienen todas las temperaturas incluyendo las N_m temperaturas intermedias (\mathbf{T}^m) que están definidas por la topología de la red. Las temperaturas intermedias son definidas como aquellas temperaturas que se encuentran entre dos intercambiadores adyacentes. El número de temperaturas intermedias puede ser calculado según la siguiente expresión:

$$N_m = 2N_e - N_s - N_{split} \quad (5.22)$$

donde N_e es el número de intercambiadores, N_s el número total de corrientes (igual a la suma de las N_H corrientes calientes y N_C corrientes frías) y N_{split} el número total de divisiones de la corriente. De esta manera los vectores $\delta \mathbf{T}^{*in}$ y $\delta \mathbf{T}^{*out}$ pueden reordenarse de la siguiente manera:

$$\delta \underline{\mathbf{T}}^{in} = \left[\delta T_{h1}^s, \dots, \delta T_{hN_H}^s, \delta T_{c1}^s, \dots, \delta T_{cN_C}^s, \delta T_1^m, \dots, \delta T_{N_m}^m \right]^\top = \left[(\delta \underline{\mathbf{T}}^s)^\top (\delta \underline{\mathbf{T}}^m)^\top \right]^\top \quad (5.23)$$

$$\delta \underline{\mathbf{T}}^{out} = \left[\delta T_{h1}^t, \dots, \delta T_{hN_H}^t, \delta T_{c1}^t, \dots, \delta T_{cN_C}^t, \delta T_1^m, \dots, \delta T_{N_m}^m \right]^\top = \left[(\delta \underline{\mathbf{T}}^t)^\top (\delta \underline{\mathbf{T}}^m)^\top \right]^\top \quad (5.24)$$

En $\delta \mathbf{F}^*$ existen N_m flujos caloríficos redundantes que pueden ser eliminados. Por lo tanto, el vector $\delta \mathbf{F}^*$ puede ser reducido a $\delta \underline{\mathbf{F}}$ $[(2N_e - N_m) \times 1]$. De esta manera, las matrices \mathbf{B}_E^* , \mathbf{D}_{tE}^* y \mathbf{D}_{mE}^* pueden ser modificadas de la siguiente manera:

$$\underline{\mathbf{D}}_t^* = \begin{bmatrix} \mathbf{D}_{t11} & \mathbf{D}_{t12} \\ \mathbf{D}_{t21} & \mathbf{D}_{t22} \end{bmatrix} = \mathbf{V}_1 \mathbf{D}_{tE}^* \mathbf{V}_2 \quad (5.25)$$

$$\underline{\mathbf{D}}_m^* = \begin{bmatrix} \mathbf{D}_{m1} \\ \mathbf{D}_{m2} \end{bmatrix} = \mathbf{V}_1 \mathbf{D}_{mE}^* \mathbf{V}_3 \quad (5.26)$$

$$\underline{\mathbf{B}}^* = \begin{bmatrix} \mathbf{B}_1 \\ \mathbf{B}_2 \end{bmatrix} = \mathbf{V}_1 \mathbf{B}_E^* \mathbf{V}_4 \quad (5.27)$$

Donde las matrices \mathbf{V}_1 a \mathbf{V}_4 son matrices de transformación determinadas por la estructura de la RIC. La construcción de las mismas será discutida con mayor detalle en el Ap. C.2. Con esta reorganización se puede obtener un modelo equivalente al dado en la ec. 5.14:

$$\begin{bmatrix} \delta \underline{\mathbf{T}}^t \\ \delta \underline{\mathbf{T}}^m \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \mathbf{B}_1 \\ \mathbf{B}_2 \end{bmatrix} \delta \boldsymbol{\mu} + \begin{bmatrix} \mathbf{D}_{t11} & \mathbf{D}_{t12} \\ \mathbf{D}_{t21} & \mathbf{D}_{t22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \delta \underline{\mathbf{T}}^s \\ \delta \underline{\mathbf{T}}^m \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \mathbf{D}_{m1} \\ \mathbf{D}_{m2} \end{bmatrix} \delta \underline{\mathbf{F}} \quad (5.28)$$

El modelo anterior presenta dos ecuaciones:

$$\delta \underline{\mathbf{T}}^t = \mathbf{B}_1 \delta \boldsymbol{\mu} + \mathbf{D}_{t11} \delta \underline{\mathbf{T}}^s + \mathbf{D}_{t12} \delta \underline{\mathbf{T}}^m + \mathbf{D}_{m1} \delta \underline{\mathbf{F}} \quad (5.29)$$

y

$$\delta \underline{\mathbf{T}}^m = \mathbf{B}_2 \delta \underline{\mu} + \mathbf{D}_{t21} \delta \underline{\mathbf{T}}^s + \mathbf{D}_{t22} \delta \underline{\mathbf{T}}^m + \mathbf{D}_{m2} \delta \underline{\mathbf{F}} \quad (5.30)$$

De forma equivalente, la ec. 5.30 se puede escribir como:

$$\delta \underline{\mathbf{T}}^m = (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t22})^{-1} \mathbf{B}_2 \delta \underline{\mu} + (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t22})^{-1} \mathbf{D}_{t21} \delta \underline{\mathbf{T}}^s + (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t22})^{-1} \mathbf{D}_{m2} \delta \underline{\mathbf{F}} \quad (5.31)$$

Reemplazando la ec. 5.31 en 5.29 se obtiene el siguiente modelo:

$$\delta \underline{\mathbf{T}}^t = \underline{\mathbf{B}} \delta \underline{\mu} + \mathbf{D}_t \delta \underline{\mathbf{T}}^s + \mathbf{D}_m \delta \underline{\mathbf{F}} \quad (5.32)$$

donde:

$$\underline{\mathbf{B}} = \mathbf{B}_1 + \mathbf{D}_{t12} (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t22})^{-1} \mathbf{B}_2 \quad (5.33)$$

$$\underline{\mathbf{D}}_t = \mathbf{D}_{t11} + \mathbf{D}_{t12} (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t22})^{-1} \mathbf{D}_{t21} = \begin{bmatrix} \underline{\mathbf{D}}_{th}^\top & \underline{\mathbf{D}}_{tc}^\top \end{bmatrix}^\top \quad (5.34)$$

$$\underline{\mathbf{D}}_m = \mathbf{D}_{m1} + \mathbf{D}_{t12} (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t22})^{-1} \mathbf{D}_{m2} = \begin{bmatrix} \underline{\mathbf{D}}_{mh}^\top & \underline{\mathbf{D}}_{mc}^\top \end{bmatrix}^\top \quad (5.35)$$

Si los vectores de temperaturas y flujos caloríficos de las corrientes del proceso se clasifican en el tipo de corriente, i.e. en corrientes calientes y frías, el modelo de la ec. 5.32 se puede escribir:

$$\begin{bmatrix} \delta \underline{\mathbf{T}}_h^t \\ \delta \underline{\mathbf{T}}_c^t \end{bmatrix} = \underline{\mathbf{B}} \delta \underline{\mu} + \begin{bmatrix} \underline{\mathbf{D}}_{th} & \underline{\mathbf{D}}_{tc} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \delta \underline{\mathbf{T}}_h^s \\ \delta \underline{\mathbf{T}}_c^s \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \underline{\mathbf{D}}_{mh} & \underline{\mathbf{D}}_{mc} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \delta \underline{\mathbf{F}}_h \\ \delta \underline{\mathbf{F}}_c \end{bmatrix} \quad (5.36)$$

donde:

$$\delta \underline{\mathbf{T}}_h^t = \begin{bmatrix} \delta T_{h1}^t & \delta T_{h2}^t & \dots & \delta T_{hN_H}^t \end{bmatrix}^\top \quad (5.37)$$

$$\delta \underline{\mathbf{T}}_c^t = \begin{bmatrix} \delta T_{c1}^t & \delta T_{c2}^t & \dots & \delta T_{hN_C}^t \end{bmatrix}^\top \quad (5.38)$$

$$\delta \underline{\mu} = \left[(\delta \mu_{E_1})^\top (\delta \mu_{E_2})^\top \dots (\delta \mu_{E_{N_e}})^\top \right]^\top \quad (5.39)$$

$$\delta \underline{\mathbf{T}}_h^s = \begin{bmatrix} \delta T_{h1}^s & \delta T_{h2}^s & \dots & \delta T_{hN_H}^s \end{bmatrix}^\top \quad (5.40)$$

$$\delta \underline{\mathbf{T}}_c^s = \begin{bmatrix} \delta T_{c1}^s & \delta T_{c2}^s & \dots & \delta T_{hN_C}^s \end{bmatrix}^\top \quad (5.41)$$

$$\delta \underline{\mathbf{F}}_h = \begin{bmatrix} \delta F_{h1} & \delta F_{h2} & \dots & \delta F_{hN_H} \end{bmatrix}^\top \quad (5.42)$$

$$\delta \underline{\mathbf{F}}_c = \begin{bmatrix} \delta F_{c1} & \delta F_{c2} & \dots & \delta F_{cN_C} \end{bmatrix}^\top \quad (5.43)$$

5.4.4. Reformulación del Modelo de Redes de Intercambio Calórico

En esta sección se propone incorporar el modelado de los intercambiadores relacionados con servicios auxiliares al modelo presentado por Yan et al. (2001). Para lograr este objetivo se sugiere incorporar las corrientes de cada utilidad como corrientes adicionales del proceso y utilizar el primer modelo presentado en Yang et al. (1996) para cuantificar sus acciones sobre la RIC. Como pudimos ver en las Secciones anteriores cada i -ésimo intercambiador llamado E_i estaba modelado por la ec. 5.9:

$$\delta \mathbf{T}_{E_i}^{\text{out}} = \mathbf{B}_{E_i} \delta \mu_{E_i} + \mathbf{D}_{tE_i} \delta \mathbf{T}_{E_i}^{\text{in}} + \mathbf{D}_{mE_i} \delta \mathbf{F}_{E_i} \quad (5.44)$$

Esta ecuación permite describir la propagación de perturbaciones incluyendo el efecto de las entradas utilizadas para controlar el proceso, i.e. el efecto de los bypasses sobre la RIC. A diferencia de los intercambiadores las utilidades no presentan bypasses y las entradas manipuladas están definidas por los

flujos caloríficos de los servicios auxiliares. Para modelar estos equipos utilizaremos el primer modelo de propagación de perturbaciones descrito en la Sec. 5.4.1. En este sentido, para el j -ésimo intercambiador de servicios auxiliares llamado Eu_j el modelo lineal simplificado viene dado por:

$$\delta \mathbf{T}_{\text{Eu}_j}^{\text{out}} = \mathbf{D}'_{\text{tEu}_j} \delta \mathbf{T}_{\text{Eu}_j}^{\text{in}} + \mathbf{D}'_{\text{mEu}_j} \delta \mathbf{F}_{\text{Eu}_j} \quad (5.45)$$

La ecuación anterior es equivalente a pensar que la matriz asociada a los bypasses es nula y por ende los mismos no tienen efecto sobre las temperaturas de salida. Podemos escribir entonces la siguiente expresión:

$$\delta \mathbf{T}_{\text{Eu}_j}^{\text{out}} = (\mathbf{0}_{2 \times 2})_{\text{Eu}_j} \delta \mu_{\text{Eu}_j} + \mathbf{D}'_{\text{tEu}_j} \delta \mathbf{T}_{\text{Eu}_j}^{\text{in}} + \mathbf{D}'_{\text{mEu}_j} \delta \mathbf{F}_{\text{Eu}_j} \quad (5.46)$$

De esta manera, utilizando las ecs. 5.44 - 5.46 y repitiendo el procedimiento realizado en la sección anterior se puede escribir un modelo agrupado de todas las unidades básicas. Es decir, si la RIC contiene N_e intercambiadores y N_{ux} utilidades, de las cuales N_{cu} son utilidades frías y N_{hu} utilidades calientes, el modelo compacto está definido por la siguiente ecuación:

$$\delta \mathbf{T}^{*\text{out}} = \mathbf{B}_E^* \delta \mu^* + \mathbf{D}_{\text{tE}}^* \delta \mathbf{T}^{*\text{in}} + \mathbf{D}_{\text{mE}}^* \delta \mathbf{F}^* \quad (5.47)$$

donde:

$$\delta \mathbf{T}^{*\text{in}} = \left[(\delta \mathbf{T}_{\text{E}_1}^{\text{in}})^\top \dots (\delta \mathbf{T}_{\text{E}_{N_e}}^{\text{in}})^\top (\delta \mathbf{T}_{\text{Ecu}_1}^{\text{in}})^\top \dots (\delta \mathbf{T}_{\text{Ecu}_{N_{cu}}}^{\text{in}})^\top (\delta \mathbf{T}_{\text{Ehu}_1}^{\text{in}})^\top \dots (\delta \mathbf{T}_{\text{Ehu}_{N_{hu}}}^{\text{in}})^\top \right]^\top \quad (5.48)$$

$$\delta \mathbf{T}^{*\text{out}} = \left[(\delta \mathbf{T}_{\text{E}_1}^{\text{out}})^\top \dots (\delta \mathbf{T}_{\text{E}_{N_e}}^{\text{out}})^\top (\delta \mathbf{T}_{\text{Ecu}_1}^{\text{out}})^\top \dots (\delta \mathbf{T}_{\text{Ecu}_{N_{cu}}}^{\text{out}})^\top (\delta \mathbf{T}_{\text{Ehu}_1}^{\text{out}})^\top \dots (\delta \mathbf{T}_{\text{Ehu}_{N_{hu}}}^{\text{out}})^\top \right]^\top \quad (5.49)$$

$$\delta \mathbf{F}^* = \left[(\delta \mathbf{F}_{\text{E}_1})^\top \dots (\delta \mathbf{F}_{\text{E}_{N_e}})^\top (\delta \mathbf{F}_{\text{Ecu}_1})^\top \dots (\delta \mathbf{F}_{\text{Ecu}_{N_{cu}}})^\top (\delta \mathbf{F}_{\text{Ehu}_1})^\top \dots (\delta \mathbf{F}_{\text{Ehu}_{N_{hu}}})^\top \right]^\top \quad (5.50)$$

$$\delta \mu^* = \left[(\delta \mu_{\text{E}_1})^\top \dots (\delta \mu_{\text{E}_{N_e}})^\top (\delta \mu_{\text{Ecu}_1})^\top \dots (\delta \mu_{\text{Ecu}_{N_{cu}}})^\top (\delta \mu_{\text{Ehu}_1})^\top \dots (\delta \mu_{\text{Ehu}_{N_{hu}}})^\top \right]^\top \quad (5.51)$$

$$\mathbf{B}_E^* = \text{diag} \left\{ \mathbf{B}_{\text{E}_1}, \dots, \mathbf{B}_{\text{E}_{N_e}}, (\mathbf{0}_{2 \times 2})_{\text{Ecu}_1}, \dots, (\mathbf{0}_{2 \times 2})_{\text{Ecu}_{N_{cu}}}, \right. \\ \left. (\mathbf{0}_{2 \times 2})_{\text{Ehu}_1}, \dots, (\mathbf{0}_{2 \times 2})_{\text{Ehu}_{N_{hu}}} \right\} \quad (5.52)$$

$$\mathbf{D}_{\text{tE}}^* = \text{diag} \left\{ \mathbf{D}_{\text{tE}_1}, \dots, \mathbf{D}_{\text{tE}_{N_e}}, \mathbf{D}'_{\text{tEcu}_1}, \dots, \mathbf{D}'_{\text{tEcu}_{N_{cu}}}, \right. \\ \left. \mathbf{D}'_{\text{tEhu}_1}, \dots, \mathbf{D}'_{\text{tEhu}_{N_{hu}}} \right\} \quad (5.53)$$

$$\mathbf{D}_{\text{mE}}^* = \text{diag} \left\{ \mathbf{D}_{\text{mE}_1}, \dots, \mathbf{D}_{\text{mE}_{N_e}}, \mathbf{D}'_{\text{mEcu}_1}, \dots, \mathbf{D}'_{\text{mEcu}_{N_{cu}}}, \right. \\ \left. \mathbf{D}'_{\text{mEhu}_1}, \dots, \mathbf{D}'_{\text{mEhu}_{N_{hu}}} \right\} \quad (5.54)$$

La dimensión de los vectores $\delta \mathbf{T}^{*\text{in}}$, $\delta \mathbf{T}^{*\text{out}}$, $\delta \mathbf{F}^*$ y $\delta \mu^*$ es de $2(N_e + N_{ux}) \times 1$, mientras que las matrices \mathbf{B}_E^* , \mathbf{D}_{tE}^* y \mathbf{D}_{mE}^* son todas de dimensión $2(N_e + N_{ux}) \times 2(N_e + N_{ux})$. Al igual que en la sección anterior los vectores los vectores $\delta \mathbf{T}^{*\text{in}}$ y $\delta \mathbf{T}^{*\text{out}}$ contienen todas las temperaturas incluyendo las N_m temperaturas intermedias. Al incorporar las utilidades en el modelo, las temperaturas intermedias aumentan ya que una temperatura que anteriormente era considerada como una salida ahora ingresa en

5.4. Modelo de Propagación de Perturbaciones

una utilidad. En este sentido, el número de temperaturas intermedias cuando se incorporan las utilidades queda definido por:

$$N_m = 2(N_e + N_{ux}) - N'_T - N_{split} \quad (5.55)$$

Siendo N'_T el número total de corrientes igual a la suma de las N_H corrientes calientes, N_C corrientes frías y corrientes de los servicios auxiliares tanto frías como calientes N_{ux} .

Utilizando las matrices V_1 a V_4 definidas en el trabajo de Yan et al. (2001), el modelo puede ser reordenado de la siguiente manera:

$$\delta \underline{T}^{in} = \left[\delta T_{h1}^s, \dots, \delta T_{hN_H}^s, \delta T_{c1}^s, \dots, \delta T_{cN_C}^s, \delta T_{cu1}^s, \dots, \delta T_{cuN_{cu}}^s, \delta T_{hu1}^s, \dots, \delta T_{huN_{hu}}^s, \delta T_1^m, \dots, \delta T_{N_m}^m \right]^T = \left[(\delta \underline{T}^s)^T (\delta \underline{T}_{ux}^s)^T (\delta \underline{T}^m)^T \right]^T \quad (5.56)$$

$$\delta \underline{T}^{out} = \left[\delta T_{h1}^t, \dots, \delta T_{hN_H}^t, \delta T_{c1}^t, \dots, \delta T_{cN_C}^t, \delta T_{cu1}^t, \dots, \delta T_{cuN_{cu}}^t, \delta T_{hu1}^t, \dots, \delta T_{huN_{hu}}^t, \delta T_1^m, \dots, \delta T_{N_m}^m \right]^T = \left[(\delta \underline{T}^t)^T (\delta \underline{T}_{ux}^t)^T (\delta \underline{T}^m)^T \right]^T \quad (5.57)$$

Siendo \underline{T}_{ux}^t y \underline{T}_{ux}^s las temperaturas de entrada y salida, respectivamente, de las corrientes de servicios auxiliares. Mientras que las matrices B_E^* , D_{tE}^* y D_{mE}^* son modificadas de la siguiente forma:

$$\underline{D}_t^* = \begin{bmatrix} D_{t11} & D_{t12} & D_{t13} \\ D_{t21} & D_{t22} & D_{t23} \\ D_{t31} & D_{t32} & D_{t33} \end{bmatrix} = V_1 D_{tE}^* V_2 \quad (5.58)$$

$$\underline{D}_m^* = \begin{bmatrix} D_{m11} & D_{m12} \\ D_{m21} & D_{m22} \\ D_{m31} & D_{m32} \end{bmatrix} = V_1 D_{mE}^* V_3 \quad (5.59)$$

$$\underline{B}^* = \begin{bmatrix} B_1 & 0_{N_p \times 2N_{ux}} \\ B_2 & 0_{N_{ux} \times 2N_{ux}} \\ B_3 & 0_{N_m \times 2N_{ux}} \end{bmatrix} = V_1 B_E^* V_4 \quad (5.60)$$

Siendo N_p el número de temperaturas sin tener en cuenta las temperaturas intermedias, i.e. $N_p = N'_T - N_m$. Podemos entonces obtener el siguiente modelo equivalente a la ec. 5.47:

$$\begin{bmatrix} \delta \underline{T}^t \\ \delta \underline{T}_{ux}^t \\ \delta \underline{T}^m \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} B_1 & 0_{N_p \times 2N_{ux}} \\ B_2 & 0_{N_{ux} \times 2N_{ux}} \\ B_3 & 0_{N_m \times 2N_{ux}} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \delta \underline{\mu} \\ \delta \underline{\mu}_{ux} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} D_{t11} & D_{t12} & D_{t13} \\ D_{t21} & D_{t22} & D_{t23} \\ D_{t31} & D_{t32} & D_{t33} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \delta \underline{T}^s \\ \delta \underline{T}_{ux}^s \\ \delta \underline{T}^m \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} D_{m11} & D_{m12} \\ D_{m21} & D_{m22} \\ D_{m31} & D_{m32} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \delta \underline{F} \\ \delta \underline{F}_{ux} \end{bmatrix} \quad (5.61)$$

Es importante observar que la matriz \underline{B}^* presenta columnas de ceros. Las mismas son las que relacionan las salidas con los bypasses de las utilidades. Como vimos en la ec. 5.46 estas entradas no tienen efecto sobre la salida ya que no existen y solo fueron agregados para unificar los modelos. El modelo anterior presenta las siguientes tres ecuaciones:

$$\delta \underline{T}^t = B_1 \delta \underline{\mu} + D_{t11} \delta \underline{T}^s + D_{t12} \delta \underline{T}_{ux}^s + D_{t13} \delta \underline{T}^m + D_{m11} \delta \underline{F} + D_{m12} \delta \underline{F}_{ux}, \quad (5.62)$$

$$\delta \underline{T}_{ux}^t = B_2 \delta \underline{\mu} + D_{t21} \delta \underline{T}^s + D_{t22} \delta \underline{T}_{ux}^s + D_{t23} \delta \underline{T}^m + D_{m21} \delta \underline{F} + D_{m22} \delta \underline{F}_{ux} \quad (5.63)$$

y

$$\delta \underline{T}^m = B_3 \delta \underline{\mu} + D_{t31} \delta \underline{T}^s + D_{t32} \delta \underline{T}_{ux}^s + D_{t33} \delta \underline{T}^m + D_{m31} \delta \underline{F} + D_{m32} \delta \underline{F}_{ux}. \quad (5.64)$$

Al igual que en la sección anterior, la ec. 5.64 se puede escribir de forma equivalente según la siguiente expresión:

$$\delta \underline{\mathbf{T}}^m = (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t33})^{-1} \mathbf{B}_3 \delta \underline{\mu} + (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t33})^{-1} \mathbf{D}_{t31} \delta \underline{\mathbf{T}}^s + (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t33})^{-1} \mathbf{D}_{t32} \delta \underline{\mathbf{T}}_{ux}^s + (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t33})^{-1} \mathbf{D}_{m31} \delta \underline{\mathbf{F}} + (\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t33})^{-1} \mathbf{D}_{m32} \delta \underline{\mathbf{F}}u. \quad (5.65)$$

Dado que sólo nos interesa cuantificar el efecto de las variables manipuladas y perturbaciones sobre las corrientes del proceso, es decir, no nos interesa ver como se ven afectas las temperaturas de las utilidades, tomaremos únicamente la ec. 5.62 para obtener la representación de la red. Cabe destacar que se podría realizar un análisis similar sobre las corrientes de los servicios auxiliares. De esta manera, reemplazando la ec. 5.65 en la ec. 5.62 se obtiene el siguiente modelo:

$$\delta \underline{\mathbf{T}}^t = \underline{\mathbf{B}} \delta \underline{\mu} + \underline{\mathbf{D}}_{t1} \delta \underline{\mathbf{T}}^s + \underline{\mathbf{D}}_{t2} \delta \underline{\mathbf{T}}_{ux}^s + \underline{\mathbf{D}}_{m1} \delta \underline{\mathbf{F}} + \underline{\mathbf{D}}_{m2} \delta \underline{\mathbf{F}}u \quad (5.66)$$

donde:

$$\underline{\mathbf{B}} = \mathbf{B}_1 + \mathbf{D}_{t13}(\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t33})^{-1} \mathbf{B}_3 \quad (5.67)$$

$$\underline{\mathbf{D}}_{t1} = \mathbf{D}_{t11} + \mathbf{D}_{t13}(\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t33})^{-1} \mathbf{D}_{t31} \quad (5.68)$$

$$\underline{\mathbf{D}}_{t2} = \mathbf{D}_{t12} + \mathbf{D}_{t13}(\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t33})^{-1} \mathbf{D}_{t32} \quad (5.69)$$

$$\underline{\mathbf{D}}_{m1} = \mathbf{D}_{m11} + \mathbf{D}_{t13}(\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t33})^{-1} \mathbf{D}_{m31} \quad (5.70)$$

$$\underline{\mathbf{D}}_{m2} = \mathbf{D}_{m12} + \mathbf{D}_{t13}(\mathbf{I} - \mathbf{D}_{t33})^{-1} \mathbf{D}_{m32} \quad (5.71)$$

Si consideramos que las temperaturas de entrada de las corrientes de los servicios auxiliares tiene un control perfecto podemos establecer que $\delta \underline{\mathbf{T}}_{ux}^s = 0$. Reemplazando esta consideración en la ec. 5.66 obtenemos la siguiente expresión:

$$\delta \underline{\mathbf{T}}^t = \underline{\mathbf{B}} \delta \underline{\mu} + \underline{\mathbf{D}}_{t1} \delta \underline{\mathbf{T}}^s + \underline{\mathbf{D}}_{m1} \delta \underline{\mathbf{F}} + \underline{\mathbf{D}}_{m2} \delta \underline{\mathbf{F}}u \quad (5.72)$$

Agrupando el sistema anterior en variables manipuladas ($[\delta \underline{\mu} \ \delta \underline{\mathbf{F}}u]^\top$) y perturbaciones al sistema ($[\delta \underline{\mathbf{T}}^s \ \delta \underline{\mathbf{F}}]^\top$) obtenemos el siguiente modelo final:

$$\mathbf{y} = \mathbf{G} \mathbf{u} + \mathbf{D} \mathbf{d}^* \quad (5.73)$$

siendo

$$\mathbf{y} = \delta \underline{\mathbf{T}}^t \quad (5.74)$$

$$\mathbf{u} = [\delta \underline{\mu} \ \delta \underline{\mathbf{F}}u]^\top \quad (5.75)$$

$$\mathbf{d}^* = [\delta \underline{\mathbf{T}}^s \ \delta \underline{\mathbf{F}}]^\top \quad (5.76)$$

$$\mathbf{G} = [\underline{\mathbf{B}} \ \underline{\mathbf{D}}_{m2}] \quad (5.77)$$

$$\mathbf{D} = [\underline{\mathbf{D}}_{t1} \ \underline{\mathbf{D}}_{m1}] \quad (5.78)$$

De esta manera logramos obtener una representación lineal del sistema con todas las entradas. Este modelo nos permite cuantificando el efecto de las entradas y perturbaciones sobre las salidas del sistema y es el que utilizaremos para realizar el diseño de la estructura de control

5.4.5. Modelo Normalizado de RIC

En esta sección se normalizará el modelo obtenido en la Sección 5.4.4. Como se mencionó en el Cap. 4 la estrategia de diseño de estructura de control basada en los índices SSD y NLE depende fuertemente de la normalización del modelo. Aunque hay varias maneras de realizar el escalado de un proceso, generalmente existen dos procedimientos aceptados para obtener modelos lineales normalizados: 1- trabajar con desviaciones/incrementos y escalar con el máximo valor esperado o máximo rango de

5.5. Diseño de Estructuras de Control Aplicado a RIC

variación esperado, 2- cuando los datos de identificación están disponibles, se puede normalizar el modelo utilizando la media y la varianza. Para el caso de las RIC se tomó el primer procedimiento basado en el máximo rango de variación esperada. A continuación se desarrollará la normalización del modelo dado por la ec. 5.73.

Si consideramos la normalización de las variables de entrada y salida del proceso utilizando el máximo rango de variación esperado, se tendría las siguientes variables normalizadas:

$$\mathbf{y}_N = \mathbf{y}_{\max}^{-1} \mathbf{y}, \quad \mathbf{u}_N = \mathbf{u}_{\max}^{-1} \mathbf{u}, \quad \mathbf{d}_N^* = \mathbf{d}_{\max}^{-1} \mathbf{d}^* \quad (5.79)$$

Siendo \mathbf{y}_{\max} , \mathbf{u}_{\max} y \mathbf{d}_{\max} matrices diagonales que contienen los rangos de variación máxima esperada para las salidas, entradas y perturbaciones respectivamente. Los mismos son calculados de la siguiente manera:

$$\mathbf{y}_{\max} = \text{diag}(\delta \mathbf{T}_{\max}^t) \quad (5.80)$$

$$\mathbf{u}_{\max} = \text{diag}(\delta \underline{\mu}_{\max}, \delta \mathbf{F} \mathbf{u}_{\max}) \quad (5.81)$$

$$\mathbf{d}_{\max} = \text{diag}(\delta \mathbf{T}_{\max}^s, \delta \mathbf{F}_{\max}) \quad (5.82)$$

Si reemplazamos la ec. 5.79 en el modelo dado por la ec. 5.73 se tiene la siguiente expresión:

$$\mathbf{y}_{\max} \mathbf{y}_N = \mathbf{G} \mathbf{u}_{\max} \mathbf{u}_N + \mathbf{D} \mathbf{d}_{\max} \mathbf{d}_N^* \quad (5.83)$$

Reordenando la ecuación anterior se tienen la siguiente expresión:

$$\mathbf{y}_N = \mathbf{y}_{\max}^{-1} \mathbf{G} \mathbf{u}_{\max} \mathbf{u}_N + \mathbf{y}_{\max}^{-1} \mathbf{D} \mathbf{d}_{\max} \mathbf{d}_N^* = \underline{\mathbf{G}} \mathbf{u}_N + \underline{\mathbf{D}} \mathbf{d}_N^* \quad (5.84)$$

Siendo $\underline{\mathbf{G}}$ y $\underline{\mathbf{D}}$ las matrices normalizadas del modelo. Las mismas se obtienen conociendo los rangos de variación máximo para cada variable. Con el objetivo de simplificar la notación, en las siguientes secciones, se considera que las variables de salida, las entradas y las perturbaciones están normalizadas y las llamaremos como \mathbf{y} , \mathbf{u} y \mathbf{d}^* , es decir se excluirá el subíndice N en la misma. Así mismo, las matrices del proceso también estarán normalizadas y denominadas como \mathbf{G} y \mathbf{D} , es decir se evitará el uso del subíndice.

5.5. Diseño de Estructuras de Control Aplicado a RIC

En la Sección 5.3 se analizó la complejidad del problema de diseño de ECM en RIC utilizando los bypasses y el flujo de las utilidades como posibles VMs. A partir de este análisis se pudo deducir que el enfoque propuesto en la Sección 4 es adecuado para resolver este problema de forma eficiente. La metodología propuesta está basada en una superestructura en la que se aborda de manera simultánea y utilizando sólo información de estado estacionario: la selección de las variables controladas (VCs) y variables manipuladas (VMs), el apareamiento entrada-salida, la estructura del controlador, consideraciones heurísticas iniciales y el test de estabilidad. Esta estrategia parte de considerar la representación en función transferencia de un proceso estable o estabilizado y es, a partir del mismo, que se realiza la partición definida de la siguiente manera:

$$\begin{bmatrix} \mathbf{y}_s(s) \\ \mathbf{y}_r(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \mathbf{G}_s(s) & \mathbf{G}_s^*(s) \\ \mathbf{G}_r(s) & \mathbf{G}_r^*(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{u}_s(s) \\ \mathbf{u}_r(s) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \mathbf{D}_s(s) \\ \mathbf{D}_r(s) \end{bmatrix} \mathbf{d}^*(s) \quad (5.85)$$

Donde las $\mathbf{y}_s(s)$ y $\mathbf{y}_r(s)$ representaba las variables de salidas controladas (VCs) y no controladas (VNCs), respectivamente. Por otro lado mientras que $\mathbf{u}_s(s)$ representaban las variables manipuladas usadas para controlar el subproceso $\mathbf{G}_s(s)$, $\mathbf{u}_r(s) = 0$ son las entradas no usadas para fines de control. Además, $\mathbf{d}^*(s)$ representan las perturbaciones que ingresaban al proceso. La partición se realiza a partir de una formulación mixta-entera cuadrática (MIQP) que tiene por objetivo principal genera restricciones sobre las variables de entrada (\mathbf{u}) y las variables de salida (\mathbf{y}). Esta selección se llevaba a cabo minimizando

dos índice, i.e. el SSD y el NLE, que cuantificaban las desviaciones de ciertas variables del proceso respecto de su valor de operación nominal tanto para cambios individuales de set-points como de perturbaciones. Obviamente, la mejor solución depende de la selección de las VCs, VMs y de la estructura del controlador seleccionada. Es posible generalizar el modelo dado en la ec. 4.12 incorporando el efecto de las variables manipuladas dentro del funcional objetivo del mismo. Es decir, en el nuevo funcional no sólo se minimizará el efecto sobre las salidas del proceso sino también se buscará minimizar la acción de control. Esta modificación se realiza incorporando dos término adicionales relacionados con las variables de entrada ante cambios de set-points y perturbaciones. De esta forma, el nuevo funcional a minimizar queda definido de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} & \sum_{i=1}^m \|y_i^c\|_2^2 + \sum_{j=1}^p \|y_j^d\|_2^2 + \sum_{i=1}^m \|y_i^{nc}\|_2^2 + \sum_{j=1}^p \|y_j^{nd}\|_2^2 + \\ & \sum_{i=1}^m \|u_i^c\|_2^2 + \sum_{j=1}^p \|u_j^d\|_2^2 = \text{SSD}^y + \text{NLE} + \text{SSD}^u \end{aligned} \quad (5.86)$$

Este nuevo funcional nos permitirá resolver el subproblema SSD en el caso de que no se dispongan variables no controladas. Esta es la situación más común que suele ocurrir en el control de las RICs. Es decir, si todas las variables de salida de la red son objetivos duros (deben controlarse todas sus temperaturas), no existirán salidas no controladas y los dos primeros términos relacionados con el SSD^y se igualarían a cero. En esta situación, la partición del sistema debe realizarse respecto a las variables manipuladas en vez de las variables de salida no controladas como se muestra en la ec. 5.87.

$$y_s(s) = \begin{bmatrix} G_s(s) & G_s^*(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_s(s) \\ u_r(s) \end{bmatrix} + D_s(s) d^*(s) \quad (5.87)$$

De esta manera, si disponemos de una RIC diseñada ($G = [g_{k,l}]$, $D = [d_{k,j}]$) para integrar N_H corrientes calientes y N_C corrientes frías, las cuales son todas objetivos duros de control, la formulación MIQP presentada en el Sec. 5.3 se modifica de la siguiente manera:

$$\min_{u,y,z} \sum_{i=1}^m \|y_i^{nc}\|_2^2 + \sum_{j=1}^p \|y_j^{nd}\|_2^2 + \sum_{i=1}^m \|C \otimes u_i^c\|_2^2 + \sum_{j=1}^p \|C^d \otimes u_j^d\|_2^2 \quad (5.88a)$$

$$\text{s.t.} \quad G u_i^c - v_i = 0_m \quad (5.88b)$$

$$G u_j^d + D(:,j) = 0_m \quad (5.88c)$$

$$-Mz^I \leq u_i^c \leq Mz^I \quad (5.88d)$$

$$-Mz^I \leq u_j^d \leq Mz^I \quad (5.88e)$$

$$\|z^I\|_1 = N_H + N_C \quad (5.88f)$$

$$-M(1_{m \times n} - z^n) \leq u_i^{nc} - 1_m(u_i^c)^T \leq M(1_{m \times n} - z^n) \quad (5.88g)$$

$$-M(1_{m \times n} - z^n) \leq u_j^{nd} - 1_m(u_j^d)^T \leq M(1_{m \times n} - z^n) \quad (5.88h)$$

$$-Mz^n \leq u_i^{nc} \leq Mz^n \quad (5.88i)$$

$$-Mz^n \leq u_j^{nd} \leq Mz^n \quad (5.88j)$$

$$y_i^{nc} + (G \otimes u_i^{nc})1_n - v_i = 0_m \quad (5.88k)$$

$$y_j^{nd} + (G \otimes u_j^{nd})1_n = 0_m \quad (5.88l)$$

$$z^n(i,l) \leq z^I(l), \quad z^I(l) \leq \|z^n(:,l)\|_1, \quad (5.88m)$$

$$z^I(l) = \|z^{nd}(:,l)\|_1, \quad z^I(l) = \|z^{nd}(i,:)\|_1 \quad (5.88n)$$

$$z^{nd} \leq z^n \quad (5.88ñ)$$

$$-M(1_{m \times n} - z^{nd}) \leq y^r - G \otimes [u_1^c, \dots, u_m^c]^T \leq M(1_{m \times n} - z^{nd}) \quad (5.88o)$$

$$\delta_1 z^{nd} \leq y^r \leq \delta_2 z^{nd} \quad (5.88p)$$

$$\sum_{i=1}^m (z^O(i) - y_i^{nc}(i)) \geq \delta \quad (5.88q)$$

$$z^I(l) + z^I(l+1) \leq 1, \forall l = 1, \dots, N_{byp} - 1 \quad (5.88r)$$

En esta nueva formulación (llamada modelo SSD-M), mientras que los dos primeros términos del funcional están relacionados con el índice NLE, los dos últimos se vinculan con el índice SSD para entradas (SSD^u). Es importante destacar que el caso más general se obtiene considerando la formulación dada en la ec. 4.12 con el funcional dado en la ec. 5.86.

En la nueva formulación, el subproblema SSD es formulado con las ecs. 5.88b - 5.88f. Las variables $\mathbf{u}_i^c = [u_{l,i}^c]$ y $\mathbf{u}_j^d = [u_{l,j}^d]$ son los vectores completos de entradas al sistema (incluye las manipuladas seleccionadas y no seleccionadas) para cada i -ésimo cambio de set-point y cada j -ésima perturbación, respectivamente. Los vectores unitarios $\mathbf{v}_i = [v_{k,i}]$ generan los i -ésimos cambios (normalizados) de set-points y los vectores de selección $\mathbf{z}^I = [z_l^I]$ son usados para seleccionar las variables manipuladas en la formulación big-M. La ec. 5.88f garantiza que el número de VMs sea igual al número de corrientes total que ingresa a la red ($N_H + N_C$). Esta restricción fue definida teniendo en cuenta los objetivos de control, es decir, fijamos que todas las variables de salida se necesitan controlar (objetivos duros de control). Por otro lado, el subproblema NLE es formulado con las ecs. 5.88g - 5.88ñ. Las restricciones big-M dadas en las ecs. 5.88g - 5.88k definen las respuestas de las entradas ($\mathbf{u}_i^{nc} = [u_{i,k,l}^{nc}]$ y $\mathbf{u}_j^{nd} = [u_{j,k,l}^{nd}]$) asociadas a la estructura del controlador seleccionado \mathbf{z}^n y para cada tipo de cambio. En este subproblema $\mathbf{y}_i^{nc} = [y_{i,k}^{nc}]$ e $\mathbf{y}_j^{nd} = [y_{i,k}^{nd}]$ son los vectores completos de los efectos de carga neta asociados con la estructura de control seleccionada y los i -ésimos cambios de set-points y los j -ésimos efectos de las perturbaciones. Las restricciones definidas por las ecs. 5.88m y 5.88ñ son estructurales. Las mismas garantizan, por un lado, que la estructura del controlador \mathbf{z}^n tenga sólo una entrada en aquellas posiciones permitidas por la selección de las VMs, por el otro, aseguran que existe al menos una estructura de control descentralizada. La selección de la estructura de control descentralizada es definida por la matriz de selección \mathbf{z}^{nd} . Esta variable binaria es usada dentro de las restricciones del tipo big-M (ec. 5.88o) que definen los elementos de la matriz RGA ($\mathbf{y}^r = [y_{i,l}^r]$). La ec. 5.88p es usada para garantizar la factibilidad del apareamiento entrada-salida definida por el control a partir de dos parámetros, δ_1 y δ_2 , definidos por el usuario. Finalmente un criterio de estabilidad/robustez alternativo se incluye en la ec. 5.88q, donde un valor pequeño δ es considerado. Una mayor discusión sobre los índices SSD y NLE, así como la forma de incluir la selección de la matriz RGA y el criterio de estabilidad se realizó en el Cap. 4.

Al igual que se realizó en la formulación original dado que el criterio de estabilidad es necesario pero no suficiente se utilizó una verificación de estabilidad por fuera de la resolución del problema. Es decir, luego de usar GAMS/CPLEX para resolver la formulación dada en la ec. 5.88, se transfiere la solución obtenida al entorno de Matlab para realizar un análisis final de estabilidad/robustez según la ec. 4.4j y, en el caso de inestabilidad, se agregan restricciones (cortes) en la formulación (ec. 5.88). Este procedimiento fue representado en la Fig. 4.1.

Es importante destacar que en esta formulación se incorporan pesos sobre las VMs (dados por los parámetros \mathbf{C} y \mathbf{C}^d) y una restricción de factibilidad definida por la ec. 5.88r. Mientras que los pesos son incorporados con el objetivo de representar el costo operativo asociadas con el uso de cada una de las entradas, la restricción de factibilidad busca impedir que se seleccionen dos bypasses de un mismo intercambiador y, de esta forma, se evita singularidades en el sistema (Mathisen, 1994).

5.6. Caso de Estudio Académico

En esta sección se realizará el diseño de ECM para dos configuraciones de RIC dadas para un mismo proceso. Para tal fin, se aplicará el procedimiento de diseño de ECM propuesto en esta sección. Las RICs fueron obtenidas del trabajo presentado por Escobar et al. (2009). En la tabla 5.1 se presentan los datos de las corrientes del proceso y de las utilidades. Finalmente en las Figura. 5.3 se muestran las dos configuraciones posibles llamadas HEN01 y HEN02, respectivamente, junto con todas las potenciales variables manipuladas (\mathbf{u}).

En este ejemplo se consideraron como posibles VMs a los bypasses del lado caliente y frío de cada intercambiador así como los flujos de las utilidades. Por otro lado los flujos y las temperaturas de las corrientes de entrada son considerados como perturbaciones que ingresan al sistema. En la Fig. 5.3(a) se puede observar que ambas redes disponen de 11 potenciales variables manipuladas, 4 salidas y 8 perturbaciones. De las 11 variables manipuladas, u_9 , u_{10} y u_{11} son las asociadas al flujo de las utilidades.

Cuadro 5.1: Datos del Caso de Estudios

Stream	T_{in} [K]	T_{out} [K]	Heat transfer coefficient [kW K ⁻¹ m ⁻²]	F_{in} [kW K ⁻¹]
Hot 1	543	433	1	18
Hot 2	493	333	1	22
Cold 1	323	483	1	20
Cold 2	433	483	1	50
Hu	288	293	1	
Cu	523	523	1	

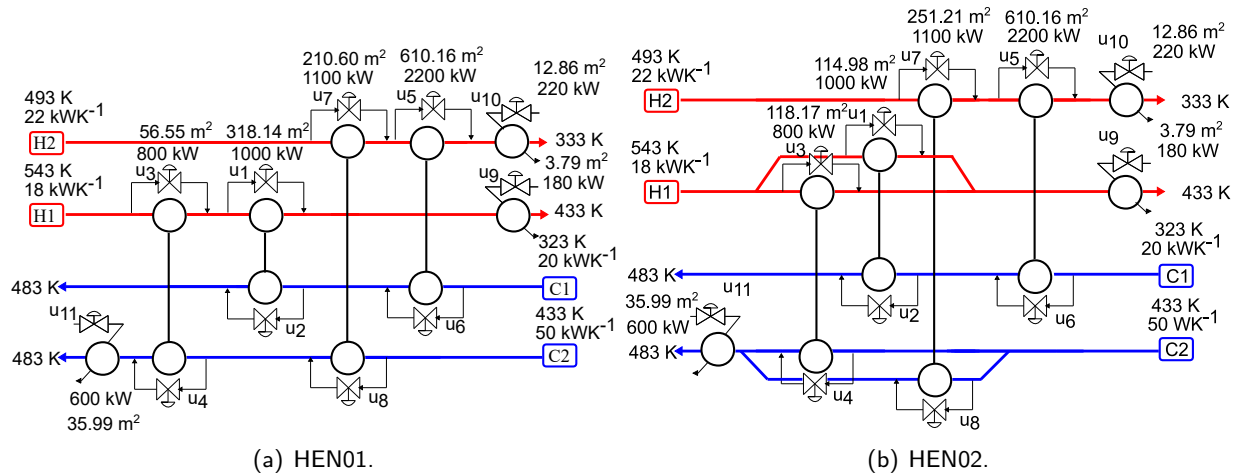


Figura 5.3: Configuraciones de la RIC.

Para obtener las ganancias del proceso **G** y **D** se utilizó el modelo presentado en la Sec. 5.4.5. Por otro lado se implementó una interface entre MATAB y GAMS para resolver la metodología presentado en la Fig. 4.1. En la misma, se seleccionó el CPLEX 12.6 para resolver cada problema MIQP.

En las siguientes secciones se analizará la influencia del rango de interacción sobre la matriz RGA, así como la influencia de los pesos sobre las VMs. Para poder analizar la influencia del rango de interacción se realizaron diferentes diseños de estructuras modificando los valores δ_1 y δ_2 . Finalmente se consideraron diferentes costos (diferentes valores de **C** y **C^d**) para analizar la influencia de los pesos sobre las VMs.

5.6.1. Apareamiento Entra-Salida basado en la RGA

En esta sección se obtuvieron diferentes estructuras de control descentralizadas para cada configuración de RIC. Estas estructuras fueron diseñadas resolviendo el problema MIQP para diferentes rangos de interacción $[\delta_1, \delta_2]$. Como vimos en la sección anterior estos parámetros influyen en la selección de los elementos de la matriz RGA. Los valores obtenidos se muestran en las Tablas 5.2 y 5.3 para cada configuración. Los resultados muestran que el parámetro más importante es el δ_1 que define el límite inferior de interacción, es decir representa la interacción mínima aceptable.

En las Tablas 5.2 y 5.3 se puede observar el aumento del valor del índice de performance (SSD+NLE) y las mejoras en el tiempos de cómputo a medida que se disminuye el rango de interacción. Es fácil deducir que el rango de interacción permite aumentar o reducir el número de estructuras factibles. Como vimos en el capítulo anterior, el parámetro δ_1 es el más importante debido a que el problema es una minimización, i.e. los elementos de la matriz RGA tienden a tomar el valor más bajo posible. En este sentido, si ampliamos el rango de interacción aparecerán elementos más pequeños en la matriz RGA y se mejora la performance del sistema controlado. A continuación se presentan las matrices de RGA obtenidas para la estructura HEN02 y para $\delta_1 = 0.1, 0.5$ y 0.9 con el objetivo de mostrar este

Cuadro 5.2: Resultados HEN01 – Diferentes Rangos de Interacción $[\delta_1, \delta_2]$

$[\delta_1, \delta_2]$	SSD+NLE	Tiempo de Optimización [seg.]	Λ_n
$[0.1, 1 \times 10^5]$	59972.83	80.481	3.48
$[0.2, 1 \times 10^4]$	71365.82	20.171	0
$[0.5, 1 \times 10^3]$	71365.82	16.146	0
$[0.9, 1 \times 10^2]$	71365.82	12.683	0
$[1, 1 \times 10^1]$	71365.82	15.975	0

Cuadro 5.3: Resultados HEN02 – Diferentes Rangos de Interacción $[\delta_1, \delta_2]$

$[\delta_1, \delta_2]$	SSD+NLE	Tiempo de Optimización [seg.]	Λ_n
$[0.1, 1 \times 10^5]$	66574.60	16.02	2.18
$[0.2, 1 \times 10^4]$	66574.60	14.57	2.18
$[0.5, 1 \times 10^3]$	69171.23	32.64	1.82
$[0.9, 1 \times 10^2]$	81975.06	11.12	0
$[1, 1 \times 10^1]$	81975.06	20.90	0

comportamiento.

$$\mathbf{RGA}_{\delta_1:0.1} = \begin{bmatrix} 0.55 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.45 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 \\ 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 1.00 & 0.00 \\ 0.45 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.55 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 \\ 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 1.00 \end{bmatrix} \quad (5.89)$$

$$\mathbf{RGA}_{\delta_1:0.5} = \begin{bmatrix} 0.55 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.45 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 \\ 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 1.00 & 0.00 \\ 0.45 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.55 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 \\ 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 1.00 \end{bmatrix} \quad (5.90)$$

$$\mathbf{RGA}_{\delta_1:0.9} = \begin{bmatrix} 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 1.00 & 0.00 & 0.00 \\ 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 1.00 & 0.00 \\ 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 1.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 \\ 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 0.00 & 1.00 \end{bmatrix} \quad (5.91)$$

Como podemos ver, para $\delta_1 = 0.1$ existen en la RGA elementos apareados con valor 0.45. Cuando se impone $\delta_1 = 0.5$ vemos que dichos elementos desaparecen, ya que no pueden ser seleccionados, y son reemplazados por los elementos con valores 0.55. Finalmente, cuando $\delta_1 = 0.9$ los dos apareamientos anteriores dejan de ser factibles y el resultado presenta elementos que superan este límite establecido. Otra forma de deducir este comportamiento es observando la disminución del valor del RGA-number (Λ_n) cuando se le imponen límites inferiores más exigentes a la interacción del sistema.

Los resultados muestran que para las dos configuraciones la mejor performance, i.e. el menor índice SSD+NLE, se obtiene con valores de $\delta_1 = 0.1$. Sin embargo estas soluciones son las que presentan el peor valor de Λ_n .

Si ahora comparando las dos configuraciones entre sí, podemos observar que las estructuras obtenidas para la HEN01 tienden a presentar valores más bajos de SSD+NLE y mayores valores de Λ_n que la estructura HEN02. La mejor solución es un compromiso entre performance y el desacoplamiento de la estructura. En este sentido, si los objetivos planteados son la minimización de la acción de control, la mejor solución estaría representada por aquella que presenta menor índice SSD+NLE. En contrapartida, si el proceso requiere menor interacción la estructura seleccionada debería ser aquella de menor Λ_n .

5.6.2. Problema Ponderado

En esta sección se analizará el efecto de los pesos \mathbf{C} y \mathbf{C}^d sobre el diseño de la estructura de control. Como mencionamos anteriormente, estos pesos permiten representar los costos asociados con cada variable manipulada. Por lo general en las RICs las utilidades sólo presentan un costo operativo. El mismo está asociado con la generación de vapor de calentamiento o agua de enfriamiento. A continuación analizaremos las diferentes estructuras obtenidas para los casos en que los vectores \mathbf{C} y \mathbf{C}^d presentan diferentes pesos para las utilidades (\mathbf{C}^{ut}) y para los bypasses (\mathbf{C}^{byp}).

Cuadro 5.4: Resultados HEN02 – Diferentes Pesos en las Utilidades y Bypass. $[\delta_1, \delta_2] = [0.9, 100]$

\mathbf{C}^{ut}	\mathbf{C}^{byp}	Apareamiento	SSD+NLE	Λ_n
0	0	$u_6 - y_3, u_9 - y_1, u_{10} - y_2, u_{11} - y_4$	71365.82	0
500	0	$u_3 - y_3, u_5 - y_1, u_7 - y_4, u_{10} - y_2$	174871.07	1.21
0	500	$u_2 - y_3, u_9 - y_1, u_{10} - y_2, u_{11} - y_4$	83223.27	0
500	500	$u_2 - y_3, u_9 - y_1, u_{10} - y_2, u_{11} - y_4$	83223.27	0

En la Tabla 5.4, se puede observar que la mejor EC descentralizada para la configuración HEN02 se encuentra cuando ninguna de las variables manipuladas son pesadas. Por otro lado, cuando las variables de entradas asociadas con las utilidades son pesadas más que las entradas asociadas a los bypasses, la EC descentralizada presenta un mayor número de bypasses y el índice de performance se deteriora. Este comportamiento puede ser explicado por el efecto que produce una utilidad sobre el desacoplamiento del proceso. Es importante recordar que las utilidades suelen: (i) tener una acción de control directa sobre la salida a controlar (ii) tener un efecto sobre la salida controlada sin afectar a las demás salidas. La última característica es generada por la ubicación de la utilidad. Al estar ubicada a la salida de la RICs, i.e. en la última ubicación antes que la corriente abandone la RIC, no tiene efecto sobre el resto de las salidas y la acción es focalizada. En este sentido si se tiene menos utilidades como VMs la interacción del proceso es mayor y por lo tanto existe un deterioro en la performance del control (mayor Λ_n). Finalmente, en la Tabla 5.4 podemos observar que en cuando los pesos sobre los bypasses son mayores o iguales al de las utilidades la solución obtenida es la misma. En esta caso, la EC obtenida utiliza un mayor número de utilidades (u_9, u_{10}, u_{11}) teniendo como contrapartida un mayor costo operativo, i.e. un mayor valor de SSD+NLE.

5.6.3. Diseño de Estructura de Control Multivariable

En esta sección se analizan diferentes estructuras del controlador, i.e. descentralizadas, sparse y full, para cada configuración de RIC. Las Figuras 5.4 y 5.5 muestran las soluciones óptimas de ECM obtenidas usando la formulación MIQP para cada tipo de controlador y para cada configuración de red. En las mismas se muestran el apareamiento entrada-salida (marcados con fondo negro) y la diferencia planta-modelo (marcados con fondo gris) obtenidos. Para cuantificar la performance de las soluciones obtenidas, se calcularon y reportaron en la Tabla 5.5 tres índices: el índice de performance (SSD+NLE), el RGA-number (Λ_n) y el número de condición (ρ). En esta tabla se puede observar que para las dos configuraciones (HEN01 y HEN02) la estructura de control sparse es la que presenta mejor índice SSD+NLE. Por otro lado, mientras que la estructura sparse es la que presenta mejor número de condición para la configuración HEN01, en la configuración HEN02 es la estructura full.

Analizando las estructuras de control para la configuración HEN01, Figura 5.4, se puede ver que la política de control descentralizada define: u_2, u_5, u_8 y u_{10} como VMs. Por otro lado, la estructura sparse selecciona las variables: u_2, u_3, u_5 y u_{10} como VMs, adicionando 6 componentes de modelo extras respecto de la estructura descentralizada. Finalmente, la mejor estructura de control full propone como entradas manipuladas las variables u_1, u_3, u_5 y u_{10} .

Haciendo un análisis similar para la configuración HEN02, en la Figura 5.5 podemos observar que tanto la estructura de control descentralizado, como la full, definen las variables u_3, u_5, u_7 y u_{10} como VMs.

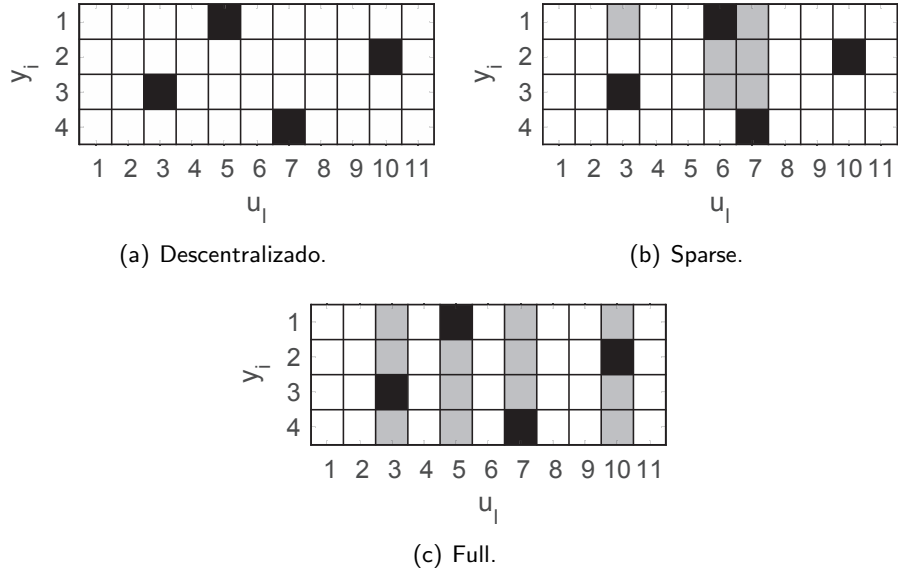


Figura 5.4: Estructuras de Control Alternativas para la HEN01.

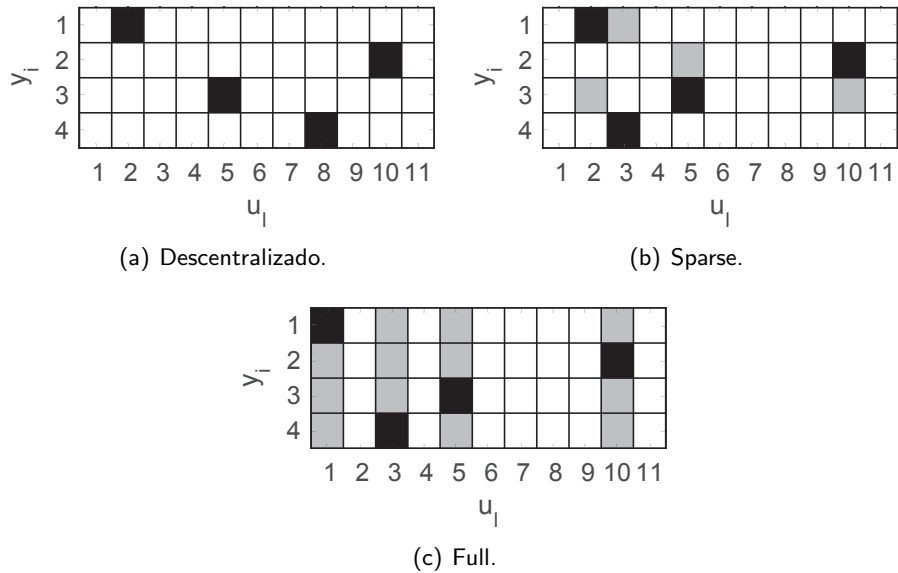


Figura 5.5: Estructuras de Control Alternativas para la HEN02.

Por otro lado, la mejor estructura de control sparse selecciona las variables u_3 , u_6 , u_7 y u_{10} como VMs, adicionando 4 componentes de modelo extras respecto de la estructura descentralizada.

Finalmente, para las dos configuraciones se puede observar que los índices de performance, presentados en la Tabla 5.5, son menores para la configuración HEN02 que para la configuración HEN01 para todos los tipos de estructuras de control obtenidas. En este sentido, si comparamos las estructuras con mejor índice de performance para cada configuración, es decir, comparamos las estructuras sparse, podemos observar que la estructura HEN02 presenta mejor SSD+NLE utilizando un menor número de lazos. Un análisis similar puede realizarse con los números de condición. En este sentido, podríamos concluir que la configuración HEN02 permite diseñar mejores estructuras de control, es decir, estructuras que presentan un mejor rendimiento utilizando un menor número de lazos de control.

Cuadro 5.5: Resultados del Caso de Estudio – $[C^{ut}, C^{byp}] = [500, 0] - [\delta_1, \delta_2] = [0.5, 100]$

	EC	SSD+NLE	Λ_n	$\rho = \frac{\bar{\sigma}(\mathbf{G}_s)}{\sigma(\mathbf{G}_s)}$
HEN01	Descentralizado	483931.06	1.21	363.14
	Sparse	399310.46	1.21	361.86
	Full	400743.38	1.21	363.14
HEN02	Descentralizado	299527.61	1.81	241.61
	Sparse	250143.21	1.81	264.79
	Full	280389.50	1.81	189.32

5.7. La Planta de Producción de Hidrógeno a Partir de Bioetanol

El caso general de la metodología propuesta en la Sec. 5.5 será aplicada en la red de intercambio calórico del sistema procesador de combustible (SPC) acoplado a una celda de combustible (CC). Este proceso fue presentado en [Francesconi \(2008\)](#) utilizando tanto glicerina (SPG) como etanol (SPE) como fuentes de alimentación. Posteriormente, [Oliva et al. \(2011\)](#) realizó el diseño de la RIC para el SPG como para el SPE. En dicho trabajo no se tuvo en cuenta el diseño de la estructura de la RIC durante el diseño. A continuación se realizará una breve descripción del proceso y se presentarán los principales resultados obtenidos.

5.7.1. Descripción del Proceso

En la Fig. 5.6 se muestra el diagrama de flujo del sistema procesador de combustible (SPC) acoplado con la celda de combustible (CC) propuesto por [Francesconi \(2008\)](#). La idea principal de este proceso es producir H_2 a partir de etanol con el objetivo de abastecer a la celda de combustible y de esta manera generar energía eléctrica. El combustible es transformado en H_2 en el reactor flujo pistón llamado “Ethanol Steam Reforming” (ESR). En este reactor se genera como subproducto monóxido de carbono que es necesario eliminar para que no se produzca un envenenamiento del catalizador de la CC. Este objetivo se logra realizando un procesamiento adicional del flujo de salida del ESR antes de que la misma sea incorporada en la CC. El sistema de limpieza consiste inicialmente en dos reactores, llamados “Water Gas Shift Reactors” (uno de alta temperatura, HTS, y otro de baja temperatura, LTS). La idea principal de trabajar con dos reactores a diferentes temperaturas es favorecer el equilibrio de la reacción y lograr mayores tasas de conversión del CO. Posteriormente, la salida del LTS ingresa en un tercer reactor con catalizador, llamado “CO-PrOx”, el cual permite aumentar la conversión de CO a CO_2 . La corriente de salida del CO-PrOx ingresa a un separador el cual alimenta la celda de combustible. En todo el proceso existen una serie de corrientes que deben ser enfriadas (Corrientes calientes) y corrientes que deben ser calentadas (Corrientes frías). Es por este motivo que [Oliva et al. \(2011\)](#) presenta una red de intercambio calórico con el objetivo de cumplir con todos los requisitos de los diferentes equipos. La representación de la RIC propuesta en dicho trabajo se presenta en la Fig.5.7.

5.7.2. Diseño de Estructura de Control Multivariable

Para poder realizar el diseño de la estructura de control de esta RIC es necesario obtener las ganancias normalizadas en estado estacionario. Como mencionamos anteriormente, [Oliva et al. \(2011\)](#) propone las RIC para el procesos SPE presentado por [Francesconi \(2008\)](#). Se implementó esta RIC en el entorno de Aspen HYSYS. En las Fig. 5.7 - 5.8 se presentan la estructura propuesta por [Oliva et al. \(2011\)](#) y su implementación en Aspen HYSYS, respectivamente. Por otro lado, en la Tabla 5.6 se muestran los datos correspondientes con las temperaturas de operación y los flujos caloríficos de las corrientes del proceso.

Una vez implementada la RIC en el entorno de Aspen HYSYS se obtuvo un modelo en estado estacionario (EE). Para el cálculo de \mathbf{G} se realizaron cambios del 1% en los bypasses calientes y fríos de cada intercambiado (siguiendo el orden en el que fueron nombrados) y en el flujo de la utilidad. Por otro

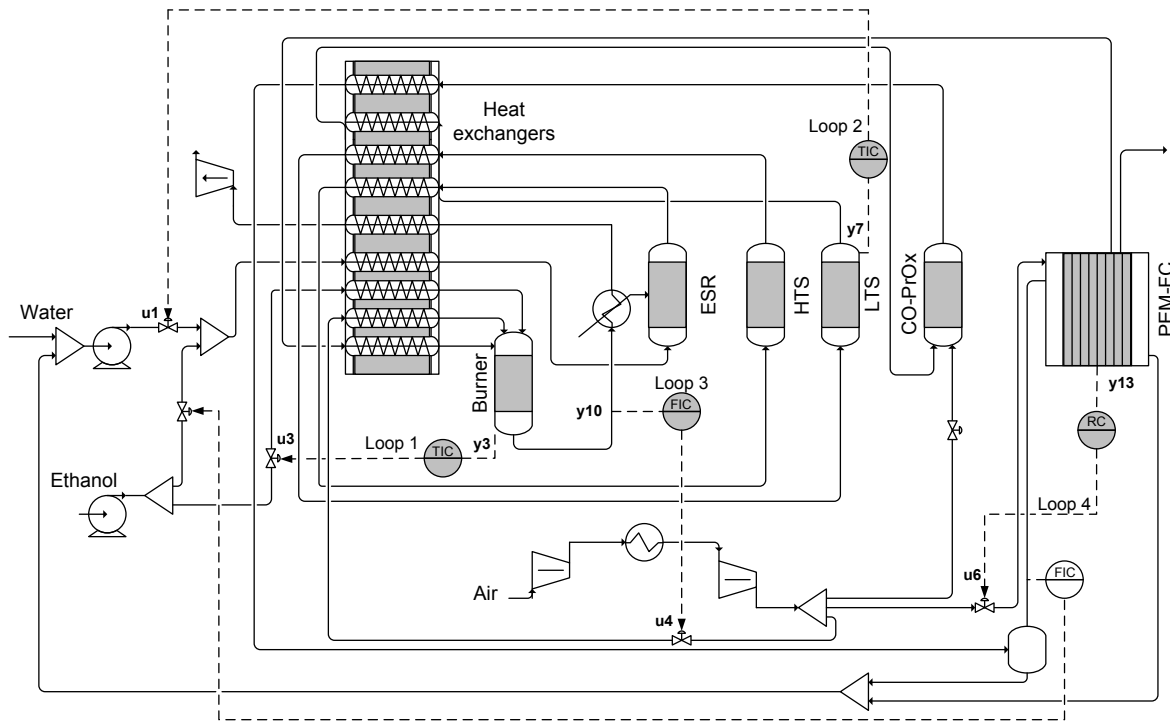


Figura 5.6: Esquema SPE Integrado con Pila PEM Francesconi (2018).

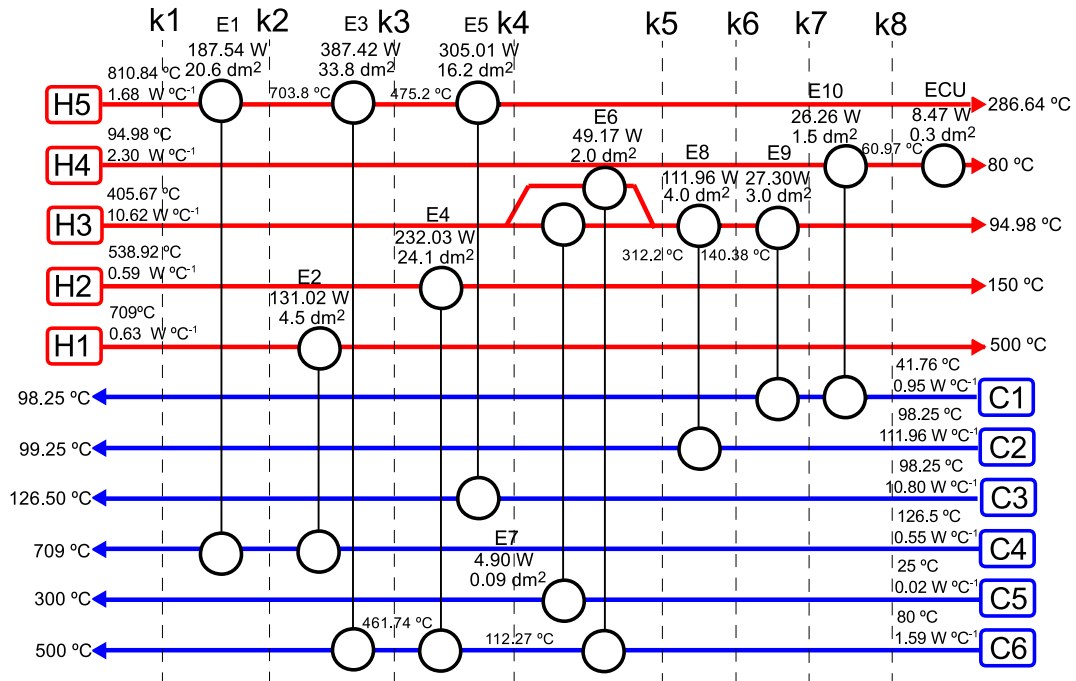


Figura 5.7: RIC para el SPE – Oliva et al. (2011).

lado, para el cálculo de \mathbf{D} se realizaron cambios del 1 % en las temperaturas y flujos de entrada de cada corriente del proceso. Los valores de las ganancias del modelo en EE se muestran en el Apéndice C.3. A partir de estos valores se realizó el diseño de diferentes estructuras de control (descentralizadas, sparse y full) utilizando la formulación MIQP con ponderaciones en las diferentes variables manipuladas y considerando que las temperaturas de salida de las corrientes H3, C1, C2 y C3 no son objetivos duros de control pudiéndose ser salidas no controladas.

Los datos y resultados del problema son presentados en la Tabla. 5.7 y las estructuras obtenidas en la Fig. 5.9. La estructura descentralizada presenta un apareamiento definido por: $y_1 - u_3$, $y_2 - u_{13}$,

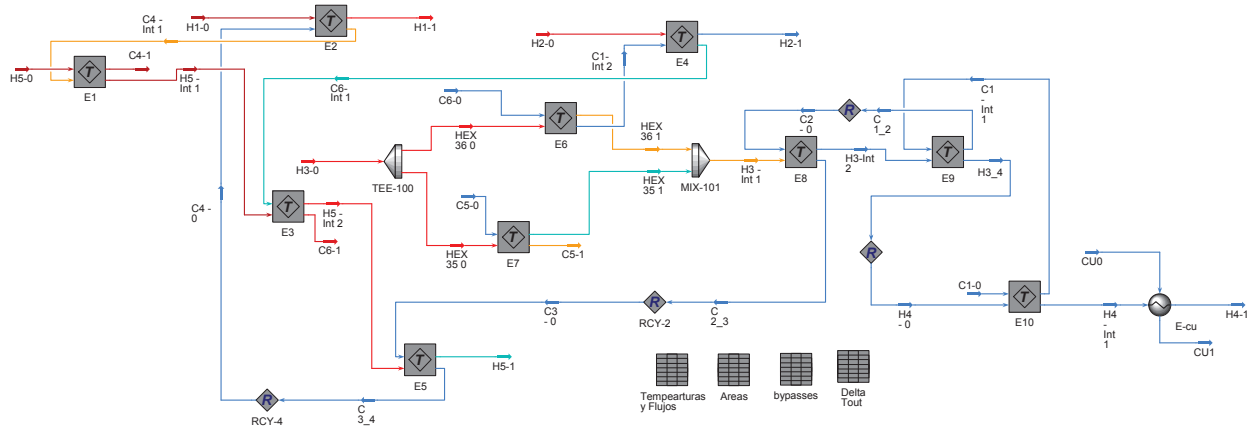


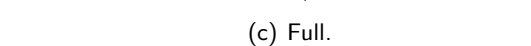
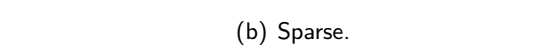
Figura 5.8: RIC – Sistema Procesador de Etanol – Implementación en Aspen HYSYS.

Cuadro 5.6: Datos de las Corrientes del SPC Alimentado con Etanol

Corrientes	T_{in} [K]	T_{out} [K]	Coef. de trans- ferencia de Calor [kW K ⁻¹ m ⁻²]	F_{in} [kW K ⁻¹]
Hot 1	709.00	500.00	87.15	0.6268
Hot 2	538.92	150.00	31.54	0.5966
Hot 3	405.67	94.98	34.41	0.6223
Hot 4	94.98	80.00	97.43	2.3012
Hot 5	810.84	286.64	1.6787	10.22
Cold 1	41.76	98.25	190.01	0.9482
Cold 2	98.25	99.25	190.01	111.9641
Cold 3	98.25	126.50	31.77	10.8001
Cold 4	126.5	709.00	9.78	0.5482
Cold 5	25	300.00	194.02	0.0178
Cold 6	80	500.00	13.23	1.5921
Hu	810.84	810.84	10.22	
Cu	20	25	87.77	

$y_4 - u_{15}$, $y_5 - u_5$, $y_9 - u_{10}$, $y_{10} - u_{12}$ y $y_{11} - u_8$. Por otro lado, la estructura sparse incorpora 13 componentes del modelo adicionales, siendo la estructura base la definida según los siguientes lazos de control: $y_1 - u_4$, $y_2 - u_{14}$, $y_4 - u_{15}$, $y_5 - u_8$, $y_9 - u_2$, $y_{10} - u_{12}$ y $y_6 - u_{11}$. La estructura full, selecciona las salidas: y_1 , y_2 , y_4 , y_5 , y_9 , y_{10} y y_{11} como salidas controladas y las entradas: u_2 , u_4 , u_8 , u_{10} , u_{12} , u_{13} y u_{15} como variables manipuladas. Utilizando como estructura base, el apareamiento: $y_1 - u_4$, $y_2 - u_{13}$, $y_4 - u_{15}$, $y_5 - u_{10}$, $y_9 - u_2$, $y_{10} - u_{12}$ y $y_{11} - u_8$.

En la Fig. 5.9 se puede observar que la estructura sparse es la que presenta mejor índice de performance representado por el índice SSD+NLE. Si comparamos las diferentes soluciones podemos observar que la estructura sparse agrega algunos lazos extras en comparación a la descentralizada. Estos lazos adicionales producen una mejora en el índice NLE, principalmente. Por otro lado, si se continúan incorporando lazos adicionales el resultado puede ser desfavorable, es decir se produce un empeoramiento del índice SSD+NLE. Este es el caso de la estructura full, sin embargo, dicha estructura es la que presenta el mejor Λ_n . Podemos concluir que la estructura sparse mejora considerablemente el índice de performance incorporando 13 elementos extra del modelo y que su valor de número de condición y Λ_n no difieren considerablemente de los mejores valores obtenidos (estructura full).



Se pudo analizar la influencia de las estructuras de control sobre dos configuraciones de RIC (HEN01 y

En el segundo caso de estudio, pudimos observar el efecto de los pesos sobre las variables manipuladas.

Estas variables, por lo general, presentan un costo operativo asociado en las RICs. Se pudo concluir, que a medida que se pesaba más las utilidades que los bypasses, las estructuras obtenidas presentaban mejor performance, i.e. menor consumo de energía, a expensas de una mayor interacción en la estructura. Posteriormente realizamos una comparación de las diferentes políticas de control obtenidas para ambas configuraciones. Se pudo observar que la política de control sparse era la que presentaba mejor performance en ambas configuraciones de RIC. Por otro lado, también se observó que la configuración HEN02 presentaba mejores índices de performance que la configuración HEN01 y que utilizaba un menor número de lazos de control. Con este ejemplo pudimos ver como la topología de la RIC afecta la performance del control. Esto nos permite acentuar la necesidad de realizar una correcta estrategia de diseño integrado entra la etapa de síntesis de procesos y diseño de estructura de control. En este sentido, en el capítulo siguiente trataremos de abordar esta temática.

Finalmente, se realizó el diseño de tres estructuras diferentes de control (descentralizada, sparse y full) para el sistema de procesamiento de etanol utilizando la formulación con ponderaciones sobre las variables de entrada. Pudimos observar que la estructura sparse es la que presenta mejor índice de performance SSD+NLE incorporando 13 componentes del modelo adicionales en relación con la estructura descentralizada. Analizando los resultados pudimos concluir que estos lazos adicionales producen una mejora principalmente en el índice NLE. Y que continuar incorporando lazos extras no siempre conduce a mejores estructuras. Finalmente, la estructura full es la que presenta mejor Λ_n utilizando una salida menos controlada. Cabe destacar, que los rendimientos de la metodología de diseño de EC fueron muy buenos para este problema de mediana escala.

Nomenclatura del Capítulo

Acrónimos

CC: Celda de Combustible
 VCs: Variables controladas
 EE: Estado Estacionario
 EMC: Estructuras de control Multivariable
 ESR: Ethanol Steam Reforming
 HEN: Heat Exchanger Network
 MIQP: Programación mixta-entera cuadrática
 VMs: Variables Manipuladas
 NLE: Evaluación de Carga Neta
 PEM: Pila de Combustible de Membrana de intercambio protónico
 RGA: Matriz de Ganancias Relativas
 PEM: Sistema de Procesamiento de Etanol
 RIC: Red de Intercambio de Calórico
 SPC: Sistema de Procesamiento de Combustible
 SPE: Sistema de Procesamiento de Etanol
 SPG: Sistema de Procesamiento de Glicerina
 SSD: Suma de las Desviaciones Cuadráticas
 VNCs: Variables no Controladas

Indices

$i = 1, \dots, m$: Variables controladas
 $j = 1, \dots, p$: Perturbaciones
 $l = 1, \dots, n$: Variables manipuladas
 h / H: Corriente caliente
 c / C: Corriente fría
 E_i : i -ésimo intercambiador
 E_j : j -ésimo intercambiador

Eu_j : j -ésima utilidad

byp: Bypass

e: Intercambiador

in: Vector de entrada a un intercambiador de calor en una RIC

m: Corrientes intermedias

out: Vector de salida a un intercambiador de calor en una RIC

split: Divisiones

s: Salidas de un intercambiador

t: Entrada de un intercambiador

ux: Utilidad

*: Modelo agrupado

Variables Continuas

B: Matriz de vinculación entre los bypasses y las temperaturas de salida del modelo lineal de un intercambiador con bypass

\mathbf{B}_E^* : Matriz **B** del modelo agrupado

\mathbf{d}^* : Vector de perturbaciones

\mathbf{d}_{\max}^* : Vector de variaciones máximas de las perturbaciones del proceso

\mathbf{d}_N^* : Vector de perturbaciones normalizadas

\mathbf{D}'_t : Matriz de vinculación entre las temperaturas de entrada y salida del modelo lineal simplificado de un intercambiador

\mathbf{D}_t : Matriz de vinculación entre las temperaturas de entrada y salida del modelo de un intercambiador con bypass

\mathbf{D}_{tE}^* : Matriz de vinculación entre las temperaturas de

entrada y salida del modelo agrupado

D'_m : Matriz de vinculación entre los flujos caloríficos de entrada y las temperaturas de salida del modelo lineal simplificado de un intercambiador

D_m : Matriz de vinculación entre los flujos caloríficos de entrada y las temperaturas de salida del modelo de un intercambiador con bypass

D_{mE}^* : Matriz de vinculación entre los flujos caloríficos de entrada y las temperaturas de salida del modelo agrupado

D_s : Matriz de funciones transferencia de perturbaciones para VCs

D_r : Matriz de funciones transferencia de perturbaciones para VNCs

F : Flujo calorífico

δF_h : Variación del flujo calorífico de la corriente caliente de entrada al intercambiador

δF_c : Variación del flujo calorífico de la corriente fría de entrada al intercambiador

$\delta F = [\delta F_h, \delta F_c]^T$: Vector de los flujos caloríficos de entrada a un intercambiador

G_r : Matriz de funciones transferencia del proceso para VNCs

G_s : Matriz de funciones transferencia del proceso para VCs

NLE: Índice de efecto de carga neta

T : Temperatura

δT_h^t : Variación de la temperatura de la corriente caliente de salida del intercambiador

δT_c^t : Variación de la temperatura de la corriente fría de salida al intercambiador

$\delta T^t = [\delta T_h^t, \delta T_c^t]^T$: Vector de variaciones de las temperaturas de salida al intercambiador

δT_h^s : Variación de la temperatura de la corriente caliente de entrada al intercambiador

δT_c^s : Variación de la temperatura de la corriente fría de entrada al intercambiador

$\delta T^s = [\delta T_h^s, \delta T_c^s]^T$: Vector de variaciones de las temperaturas de entrada al intercambiador

δT^{*in} : Variación de las temperaturas de entrada de los intercambiadores de una RIC (Modelo agrupado)

δT^{in} : Vector de δT^{in} del modelo agrupado

δT^{*out} : Variación de las temperaturas de salidas de los intercambiadores de una RIC (Modelo agrupado)

δT^{out} : Vector de δT^{out} del modelo agrupado

SSD^y : Índice de la suma de las desviaciones cuadráticas asociado a las salidas

SSD^u : Índice de la suma de las desviaciones cuadráticas asociado a las entradas

u : Vector de entradas

u_r : Vector de variables de entradas no seleccionadas

u_s : Vector de VMs

u_i^c : Vector de todas las entradas (incluyendo las variables manipuladas seleccionadas y no seleccionadas) para los i -ésimos cambios de set-point

u_j^d : Vector completo de entradas para los j -ésimos cambios en las perturbaciones

u_i^{nc} : Vector completo de entradas asociado a z^n para los i -ésimos cambios de set-point

u_j^{nd} : Vector completo de entradas asociado a z^n para los j -ésimos cambios en las perturbaciones

u_{max} : Vector de variaciones máximas de las entradas del proceso

u_N : Vector normalizado de entradas del proceso

y : Vector de salida

y_r : Vector de VNCs y_s : Vector de VCs vector

y_i^c : Vector completo de las desviaciones de las variables de salida (incluyendo VCs y VNCs) para los i -ésimos cambios de set-point

y_j^d : Vector completo de desviaciones de las variables de salida para los j -ésimos cambios en las perturbaciones

y_i^{nc} : Vector completo del efecto de carga neta asociado con z^n para los i -ésimos cambios de set-point

y_j^{nd} : Vector completo del efecto de carga neta asociado con z^n para los j -ésimos cambios en las perturbaciones

y^r : Matrix completa de la RGA (formulación MIQP)

y_{max} : Vector de variaciones máximas de las salidas del proceso

y_N : Vector normalizado de salidas del proceso

μ : Fracción de apertura del bypass

$\delta \mu$: Vector de variaciones de las fracciones de apertura de los bypasses de un intercambiador

$\delta \mu^*$: Vector $\delta \mu$ del modelo agrupado

ρ : número de condición

$\bar{\sigma} / \underline{\sigma}$: Máximo/mínimo valor singular

Λ_n : RGA-number

Variables Binarias y Enteras

N_{byp} : Número de bypasses necesarios para controlar la RIC

N'_{byp} : Número de bypasses extras para reemplazar intercambiadores perdidos

N_{byp}^{target} : Límite inferior para el número de bypasses

N_e : Número de intercambiadores presentes en una RIC

N_m : Temperaturas intermedias

N_{split} : Número de divisiones presentes en la RIC

N_{ux} : Número de utilidades presentes en la RIC

N'_{ux} : Número de bypasses extras necesarios para reemplazar utilidades perdida

N_C : Número total de corrientes frías

N_H : Número total de corrientes calientes

N'_T : Número total de corrientes ($N_C + N_H$)

z^l : Vector de selección de las variables de entrada

z^n : Matriz de selección de estructura de control sparse (formulación MIQP)

z^{nd} : Matriz de selección de estructuras de control descentralizadas (formulación MIQP)

Parámetros

C, C^d : Pesos sobre las variables manipuladas (problema ponderado)

C^{ut} : Costos sobre las VMs asociadas con las utilidades

C^{byp} : Costos sobre las VMs asociadas con los bypasses

D : Matriz de Funciones Transferencia de perturbacio-

nes

G: Matriz de Funciones Transferencia de la RIC

M: Big-M

$\mathbf{v}_i, \mathbf{v}_j$: Vector unitario en la dirección de i y j , respec-

tivamente

δ_1, δ_2 : Límite inferior y superior para los elementos seleccionados de la matriz RGA (rango de interacción)

Integración Secuencial entre la Síntesis Óptima de una Red de Intercambio de Calor Flexible y el Diseño de la Estructura de Control

En este capítulo se propondrá una estrategia secuencial para integrar la síntesis óptima de RIC flexibles y el diseño de la estructura de control. La idea principal de esta metodología es realizar la síntesis de la RIC con la estrategia propuesta en el Cap. 3 y, a partir de la solución obtenida por esta etapa, resolver el problema de diseño de la estructura de control en diferentes puntos de operación. Utilizaremos para esta segunda etapa la formulación MIQP propuesta en el Cap. 5. De esta manera, mientras que la primera etapa se focaliza en el problema de síntesis de RIC flexibles, considerando modificaciones tanto en las temperaturas y flujos caloríficos de las corrientes de entrada, la segunda etapa maneja las decisiones asociadas al diseño de la estructura de control. En ambos problemas se garantiza la calidad de la solución obtenida. Por otro lado, se demostrará que el diseño clásico (práctica habitual en la industria/academia) de la estructura de control para RIC requiere ser ampliado para abordar diferentes puntos de operación. Este diseño clásico basado en la matriz RGA se reemplaza por la metodología propuesta en el Cap. 5. En este sentido, se aplicará la metodología en diferentes puntos de operación con el objetivo de obtener diferentes EC capaces de operar la RIC en estos puntos. Una vez diseñada la red, se realizará la simulación dinámica de la RIC final con las estructuras de control obtenidas. Se propondrán modelos en dos entornos de simulación diferentes. Finalmente, dos casos de estudio son presentados para ilustrar la metodología propuesta.

6.1. Introducción

La recuperación de energía mediante RICs es una parte muy importante en cualquier proceso y es por este motivo que es uno de los problemas más estudiado en la Ingeniería de Procesos. La configuración de la RIC y su interacción con el resto del proceso impone fuertes limitaciones en el control como efectos competitivos, respuestas inversas y tiempos muertos. Como vimos en el Cap 3 una mayor integración energética del proceso limita la capacidad de operación de la RIC, reflejada como un menor índice de flexibilidad (IF) y por ende una menor capacidad de operación del proceso en general. Un correcto diseño impacta no solo en la factibilidad energética del proceso sino también en el rendimiento global de la planta [Mathisen \(1994\)](#).

Los métodos clásicos para la síntesis de RIC suelen considerar condiciones fijas de trabajo y basarse sólo en criterios económicos. Por otro lado, estos métodos realizan el diseño de la estructura de control

utilizando el concepto clásico de la matriz de ganancia relativa (RGA).

Como se mostró en el Cap. 2 las estrategias destinadas al diseño integrado entre la síntesis/diseño y el control utilizan dos enfoques para lograr sus propósitos (Vega et al., 2014). Por un lado, los métodos de proyección que utilizan diferentes índices para predecir la dinámica y capacidad de operación de los diferentes diseños alternativos y, por el otro lado, los métodos basados en una optimización integrada en los que el diseño del proceso y el diseño de control se integran en una única formulación. Dentro de los primeros métodos se encuentran los métodos basados en el índice de operabilidad, que tiene en cuenta el índice de flexibilidad Dimitriadis y Pistikopoulos (1995); Swaney y Grossmann (1985) y algún índice de controlabilidad presente en la bibliografía, por ejemplo, índice de controlabilidad de estado Kalman (1960), índice de Controlabilidad de Salida (ICS) (Vinson y Georgakis, 2000, 2002), etc. La idea principal de estos métodos es tratar de predecir la capacidad que tienen las variables de entrada (manipuladas) para cumplir con todos los requisitos dinámicos y de estado estacionario definidos en la etapa de diseño. Estos requisitos deben cumplirse en presencia de perturbaciones y sin violar ninguna restricción (Georgakis et al., 2003). De esta forma, en este capítulo abordaremos una metodología secuencial con el objetivo de integrar la estrategia de síntesis óptima y flexible de RICs propuesta en el Cap. 3 con la estrategia de diseño de estructura de control multivariable para RICs propuesta en el Cap. 5. La idea principal es generar una primera integración con el objetivo de avanzar hacia una estrategia simultánea.

Uno de los primeros trabajos en los que se realizó una integración entre el diseño y el control de RIC fue el presentado por Marselle et al. (1982). Los autores proponen una metodología basada en teoría de grafos para la selección de la estructura de control una vez generado el diseño flexible de la RIC. Por otro lado, Calandranis y Stephanopoulos (1988) presentaron un análisis de operabilidad basado en información estructural, donde los parámetros inciertos son considerados como perturbaciones. Kotjabasakis y Linnhoff (1986) propusieron un método evolutivo en el que se incorpora el concepto de caminos descendentes y tablas de sensibilidad. El concepto de caminos descendentes está relacionado a la forma en que se propagan las perturbaciones y es función de la estructura de la RIC. Georgiou y Floudas (1990) exploraron el concepto de singularidad estructural con el objetivo de proponer una metodología que permite el diseño de RIC con controlabilidad estructural. Para ello, incorporan las condiciones de rechazo de las perturbaciones dentro de la formulación de la superestructura. Huang y Fan (1992) propusieron una estrategia distribuida para diseñar redes de mínimo costo y altamente controlables en términos de rechazo de perturbaciones. Papalexandri y Pistikopoulos (1994a,b) desarrollaron un método simultáneo para el diseño de RIC flexibles y estructuralmente controlables. Para tal fin, formularon una superestructura en la que modelaron explícitamente los bypasses e incorporaron el concepto de controlabilidad estructural definido por Morari et al. (1980). Posteriormente, Mathisen (1994) propuso un conjunto de reglas heurística con el objetivo de que sean incorporadas en una superestructura y de esta manera garantizar la obtención de redes con buena operabilidad. Yang et al. (1996) introdujo un modelo simplificado que tiene por objetivo cuantificar el efecto de las perturbaciones sobre las salidas. Glemmestad (1997) desarrolló una metodología para la operación óptima de una RIC. Para tal fin, realizó un análisis de los grados de libertad disponibles por la RIC. A partir de dicho análisis determinó si la operación de la red podía ser optimizada. Más recientemente, Gu et al. (2018) presentan una estrategia para la síntesis simultánea de redes flexibles y controlables. Para ello incorporan criterio de sensibilidad de los bypasses y la identificación y cuantificación de la propagación de perturbaciones.

En la siguiente sección se presentarán las principales contribuciones del capítulo.

6.1.1. Contribución del Capítulo

En este capítulo se propone una metodología secuencial basada en optimización para la síntesis óptima y flexible de RICs y su estructura de control óptima. La nueva metodología permite, por un lado, resolver la etapa de síntesis garantizando la calidad de la solución obtenida, y por el otro, realizar el diseño de la estructura de control óptima teniendo en cuenta diferentes puntos de operación y mediante un procedimiento sistemático basado en el índice SSD^u presentado en el Cap. 5

Las mayores contribuciones de este capítulo están resumidas en los siguientes puntos:

- Se propone una estrategia de optimización basada en convexificaciones y la estrategia de outer-approximation para resolver la etapa de síntesis. De esta manera, logramos garantizar la calidad de la solución obtenida. Esto es una mejora respecto de los trabajos presentados por [Aaltola \(2002\)](#), [Chen y Hung \(2004\)](#), [Verheyen y Zhang \(2006\)](#), y [Escobar et al. \(2013\)](#).
- La metodología propuesta permite realizar el diseño de la estructura de control para la RIC en un rango de variación de las perturbaciones. Por lo general en trabajos previos, como los presentados por [Escobar et al. \(2013\)](#) y [Yan et al. \(2001\)](#), el diseño del control de las RICs se realiza respecto del punto nominal de trabajo. Veremos que el control base para el punto nominal de trabajo es incapaz de operar en otros puntos de operación.
- En esta metodología, tanto la síntesis como la estrategia para el diseño de la estructura de control son implementadas con la misma herramienta de modelado (i.e., en el entorno GAMS). Este tratamiento sistemático del problema contrasta con los métodos heurísticos off-line y de búsqueda global estocástica propuestos por [Escobar et al. \(2013\)](#) y [Braccia et al. \(2015\)](#), respectivamente.
- La formulación sienta las bases para obtener una metodología integrada de síntesis de proceso y diseño de estructura de control.

El capítulo está organizado de la siguiente manera: la introducción presentada en la Sec. 6 tiene el objetivo de contextualizar el problema y dar una breve revisión de los enfoques clásicos de síntesis integrada con control en RICs. Los principales aportes del capítulo son desarrollados en la Sección 6.1.1. La idea principal de la metodología propuesta y el algoritmo detallado son presentados en la Sección 6.2. Los modelos dinámicos propuestos para simular las RICs en el entorno de Matlab y Modelica son detallados en las Sec. 6.3.1 y 6.3.2, respectivamente. La aplicación de la estrategia a diferentes casos de estudio académico es reportada en la Sec. 6.4. En la Sec. 6.5 se presentan las fortalezas y debilidades de la estrategia propuesta. Finalmente, en la Sec. 6.6 se presentan las conclusiones, discusiones y trabajos futuros del capítulo.

6.2. Metodología Secuencial Propuesta

La estrategia propuesta realiza la integración entre la síntesis de RICs y diseño de la ECM a partir de un enfoque secuencial (Fig. 6.2). En la primera etapa, se resuelve el problema de síntesis de RIC flexibles utilizando un modelo multiperíodo y un modelo para evaluar la flexibilidad de las diferentes estructuras obtenidas. Debido a que el enfoque de diseño flexible suele aumentar el tamaño del problema, se utiliza la estrategia de optimización presentada en el Cap. 3 con el objetivo de garantizar la calidad de la solución obtenida. Como vimos en dicho capítulo, la estrategia está basada en técnicas de convexificación presentadas por [Björk y Westerlund \(2002\)](#) y estrategia de outer-approximation ([Viswanathan y Grossmann, 1990](#)).

Una vez obtenido el diseño de RIC flexible, se realiza el diseño de la estructura de control. Para garantizar una correcta operación de la RIC dentro de un rango de variaciones de las perturbaciones, se propone resolver el diseño de la EC en los diferentes puntos de operación propuestos en la síntesis y basándonos en la reformulación del subproblema SSD presentado en el Cap. 5. Con este nuevo enfoque, logramos obtener diferentes estructuras de control descentralizadas para diferentes puntos de operación aumentando la capacidad de la RIC de manejar perturbaciones en las entradas. En este capítulo consideraremos que todas las salidas son objetivos duros de control, i.e. todas las salidas son VCs, por lo tanto utilizaremos el índice SSD basado en las entradas (SSD^u). Es importante recordar que el caso más general se resuelve reemplazando el funcional dado en la ec. 5.88a por la ec. 5.86.

En la Sec. 6.2.1 se presenta una descripción detallada del procedimiento propuesto. Finalmente, una representación esquemática del mismo es presentada en la Fig. (6.1). La idea principal de la Figura es reflejar los diferentes problemas propuestos. En la misma se puede observar la superestructura de RIC de dos etapas y dos períodos para integrar energéticamente dos corrientes calientes y dos frías. Se incluye la estructura de control y la operación (en color) de los equipos para los diferentes puntos. Por debajo

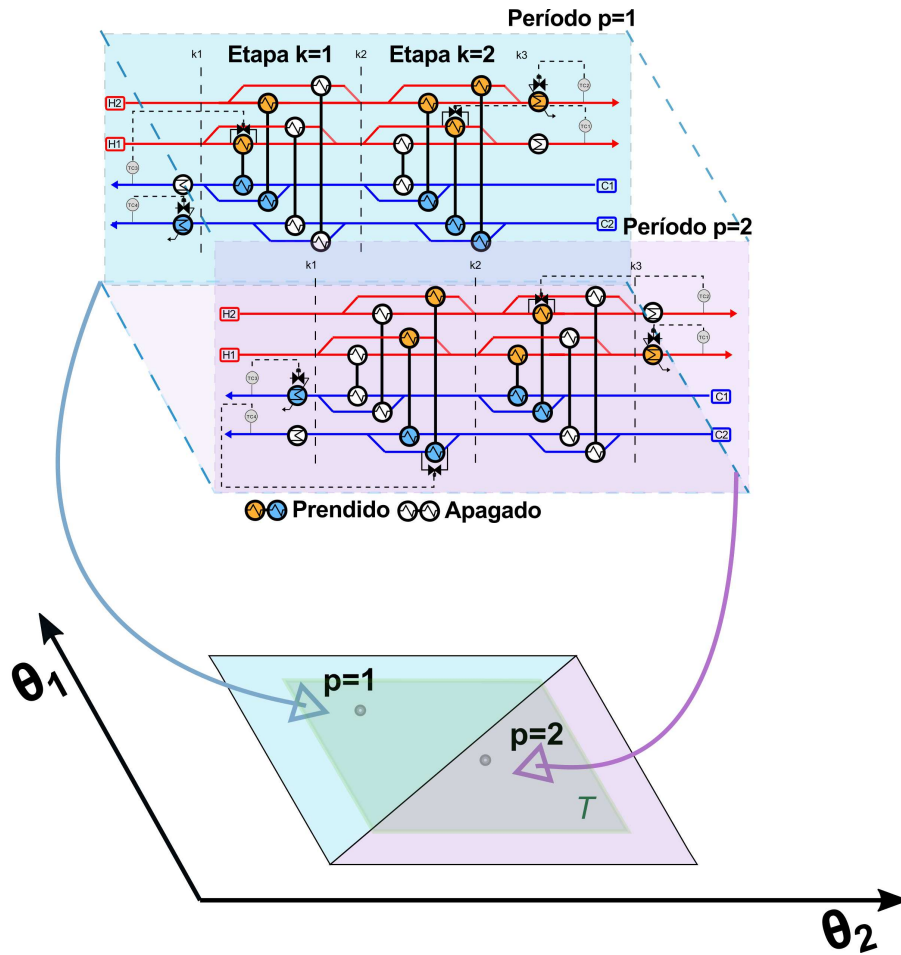


Figura 6.1: Metodología Propuesta de Síntesis de RIC flexible y Diseño de la Estructura de Control Óptima.

de la superestructura se representa el área de factibilidad de cada control y la región T de variación esperada de las perturbaciones.

6.2.1. Algoritmo

En el siguiente párrafo se presenta una descripción paso por paso del procedimiento propuesto en la Fig. 6.2. Es importante notar que el Modelo Multiperíodo de Síntesis ya fue detallado en el Cap. 3 y a continuación sólo se presentará un resumen:

■ Paso A: Modelo Multiperíodo de Síntesis

Paso A-1: Fijar $P = 1$ para considerar las condiciones de operación nominales de las temperaturas y los flujos caloríficos de entrada.

Paso A-2: Resolver la formulación multiperíodo simultánea de síntesis utilizando una estrategia de optimización con el objetivo de garantizar la optimalidad de la solución obtenida. Se resuelve una secuencia de modelos aproximados (A2-M) y se evalúan las formulaciones originales (A1-M) para obtener el límite inferior ($A1_{lb}^{P,L}$) y el límite superior ($A1_{ub}^{P,L}$) de la solución del problema original. La solución obtenida por la estrategia de optimización es la RIC óptima con un costo total anual (TAC) igual a $A1^P$.

■ Paso C: Evaluación del Índice de Flexibilidad

Paso C-1: Resolver el problema de índice de flexibilidad (IF). Si existe sólo variaciones de temperatura de entrada a la RIC utilizar la metodología de VEM o la metodología de ASS con el

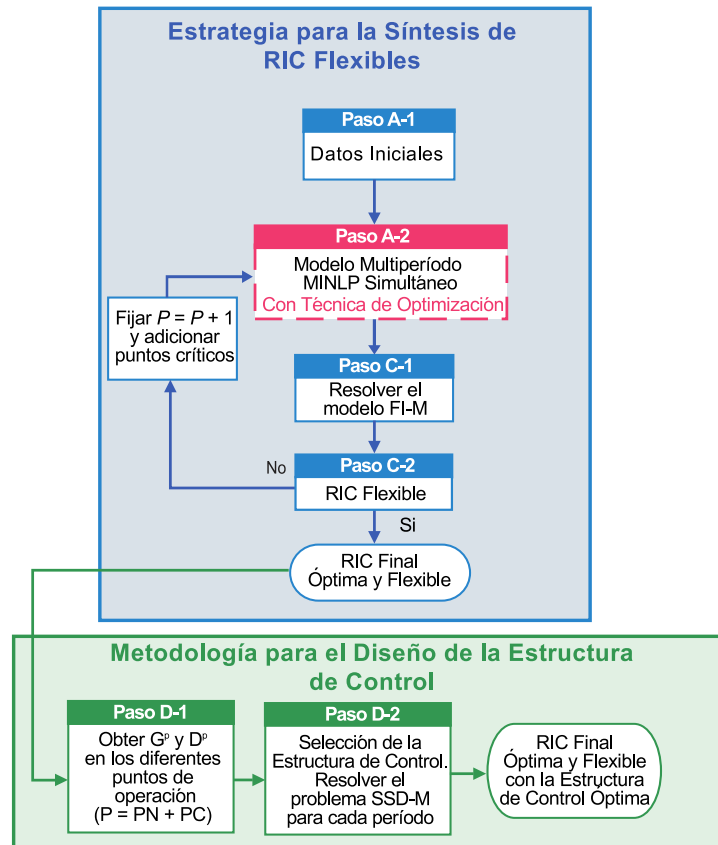


Figura 6.2: Metodología Secuencial de Síntesis de RIC Flexible y Diseño de la Estructura de Control

objetivo de calcular un nuevo punto de operación, en el caso de que también exista variaciones de los flujos caloríficos de las corrientes de entrada utilizar sólo la metodología ASS con el mismo fin.

Paso C-2: Si IF es mayor a 1, se encontró la red de intercambio calórico flexible, detenerse. En caso contrario, establecer $P = P + 1$, y adicionar el último punto crítico obtenido por el problema de flexibilidad en la formulación multiperíodo (es decir, nuevas condiciones de temperaturas y flujos caloríficos de entrada) y regresar al paso A-2.

■ Paso D: Diseño de Estructura de Control

Step D-1: Se obtienen las matrices de ganancia de estado estacionario (G^p y D^p) para la estructura final de red óptima y flexible respecto de las entradas y las perturbaciones. Para tal fin utilizaremos la ec. 5.73 del Cap. 5. Los modelos de estado estacionario serán obtenidos para el punto nominal (PN) de trabajo y para los diferentes puntos críticos (PCs) obtenidos por la estrategia de síntesis

Paso D-2: Resolver el problema SSD-M (ec. 5.88). Se obtiene el diseño de la estructura de control resolviendo el problema SSD-M en cada punto de operación.

6.3. Modelado Dinámico de Redes de Intercambio Calórico

En esta sección se detallan los modelos dinámicos de RIC utilizado en el capítulo. Dichos modelos fueron desarrollados e implementados en dos entornos de simulación diferentes. En primer lugar, se presenta un modelo simplificado en el entorno de Matlab. Posteriormente, se presentará el modelo más detallado en el entorno de Modelica y sus posibles extensiones.

6.3.1. Modelo de RIC en el entorno de Matlab

En los intercambiadores de calor las condiciones de temperatura y flujo de las corrientes van variando dentro del mismo. Esto produce que el problema deba ser resuelto por ecuaciones diferenciales en derivadas parciales. Sin embargo una forma alternativa de resolver estos problemas es discretizar el modelo dividiendo el intercambiador como un conjunto de N rodajas que se comportan como tanques de mezcla ideal (Fig. 6.3). Con este nuevo enfoque se evita modelar el intercambiador con dependencia espacial. Otras consideraciones empleadas en el modelado son: (i) la densidad, la capacidad calorífica específica y otras constantes permanecen fijas e independientes al flujo de calor, (ii) no hay cambio de fase, (iii) no existe acumulación en cada tanque, (iv) la caída de presión es despreciable, (v) no tendremos en cuenta la resistencia por conducción debido al material y (v) cada rodaja presenta igual área y volumen. De esta manera si realizamos el balance de energía para cada corriente podemos llegar a las siguientes expresiones:

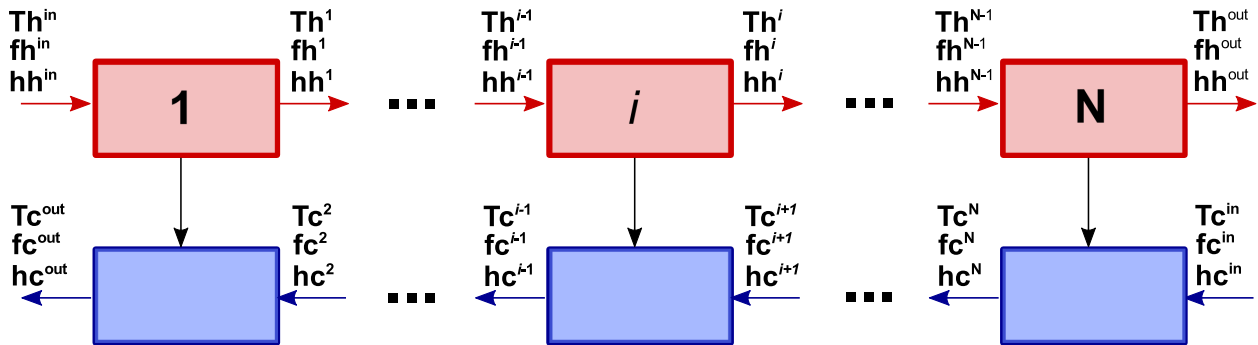


Figura 6.3: Modelo de Intercambiador de Calor en el Entorno de Simulink/Matlab.

$$\rho_i^h V_i^h c_{p_i}^h \frac{dT_i^h}{dt} = \dot{m}_i^h c_{p_i}^h (T_{i-1}^h - T_i^h) - U_i A_i \Delta T_{ef_i} \quad (6.1)$$

$$\rho_i^c V_i^c c_{p_i}^c \frac{dT_i^c}{dt} = \dot{m}_i^c c_{p_i}^c (T_{i+1}^c - T_i^c) + U_i A_i \Delta T_{ef_i} \quad (6.2)$$

Siendo V^i y A^i el volumen y el área, respectivamente, de cada rodaja. Las mismas se determinan con el volumen total, el área total y el número de rodajas N según: $V^i = V_{\text{Total}}/N$ y $A^i = A_{\text{Total}}/N$. Por otro lado, ρ_i , c_{p_i} representan la densidad y la capacidad calorífica específica de cada corriente. Finalmente el calor intercambiado se obtiene a partir del producto entre el área de la rodaja, el coeficiente global de transferencia de calor U calculado según:

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_{hi}} + \frac{1}{h_{ci}}} \quad (6.3)$$

y la diferencia media de temperatura. En este sentido, dentro del cálculo del calor intercambiado, existen varias formas de calcular la diferencia media de temperatura. La primera alternativa es utilizar la diferencia de temperatura entre las corrientes (ec. 6.4) lo cual subestima la diferencia real que existe en la rodaja. La segunda posibilidad es utilizar la diferencia media aritmética (ec. 6.5) que permite una mejor aproximación. Y la última alternativa es la diferencia media logarítmica (ec. 6.6) la cual logra representar fielmente el proceso de intercambio de calor. Sin embargo, esta última representación origina dificultades para la simulación ya que no está definida cuando las corrientes calientes y frías alcanzan valores iguales en sus extremos.

$$\Delta T_{ef_i} = T_i^h - T_i^c \quad (6.4)$$

$$\Delta T_{ef_i} = \frac{(T_{i-1}^h - T_i^c) + (T_i^h - T_{i+1}^c)}{2} \quad (6.5)$$

$$\Delta T_{efi} = \frac{(T_{i-1}^h - T_i^c) + (T_i^h - T_{i+1}^c)}{\ln\left(\frac{T_{i-1}^h - T_i^c}{T_i^h - T_{i+1}^c}\right)} \quad (6.6)$$

Por este motivo trabajamos con la diferencia media ya que no buscamos un modelo exacto sino una aproximación para representar el comportamiento. Todas estas ecuaciones fueron implementadas en el entorno de Simulink de Matlab utilizando s-function para representar cada intercambiador. Un modelado similar se utilizó para representar las utilidades.

6.3.2. Modelo de RIC en el entorno de Modelica

La idea principal de esta sección es generar un modelo más detallado de un intercambiador de calor utilizando el mismo concepto múltiples-rodajas empleado en el entorno de Matlab. Para tal fin comenzaremos definiendo tres clases:

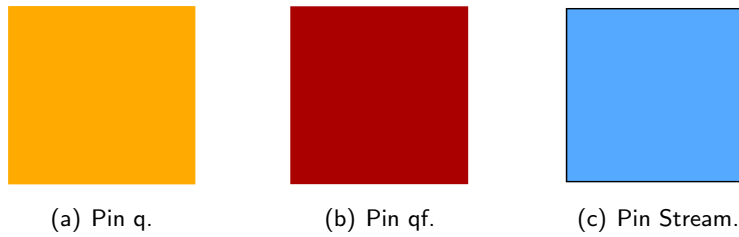


Figura 6.4: Pines.

```
connector Pin_q
  flow Real Q; //calor intercambiado
  Real T; //Temperatura
end Pin_q;

connector Pin_qf
  extends Pin_q;
  Real h; // coef. pelicular de Transferencia de Calor
end Pin_qf;

connector Pin_stream
  Real T; //Temperatura
  flow Real F; //Flujo
  Real h; // coef. pelicular de Transferencia de Calor
end Pin_stream;
```

Acá, `Pin_q`, `Pin_qf` y `Pin_stream` son clases connector. `Pin_q` está caracterizado por dos variables que definen el calor y la temperatura. Por otro lado, `Pin_qf` es una extensión de `Pin_q` incorporando la variable que representa el coeficiente pelicular para la transferencia de calor. Finalmente, `Pin_stream` está caracterizado por tres variables: (i) temperatura, (ii) flujo y (iii) coeficiente pelicular. A partir de estos elementos se crean los siguientes modelos básico para representar el balance de energía sobre la corriente, la resistencia térmica de la pared y el efecto de convección. Cada uno de estos elementos está representado en la Fig 6.5.

En primer lugar, el modelo de la pared representa el efecto de transferencia de calor por conducción, Fig. 6.5(a). Es decir, al colocar dos fluidos a diferente temperatura se produce una transferencia de calor por conducción a través de la pared del tubo que sigue la siguiente ecuación:

$$q = \frac{kA}{\ln \frac{D_{ext}}{D_{int}}}(T_1 - T_2) \quad (6.7)$$

Siendo k la conductividad térmica del material del tubo, D_{ext} y D_{int} los diámetros exteriores e interiores, respectivamente, y A el área de intercambio determinada por el producto entre la longitud del tubo

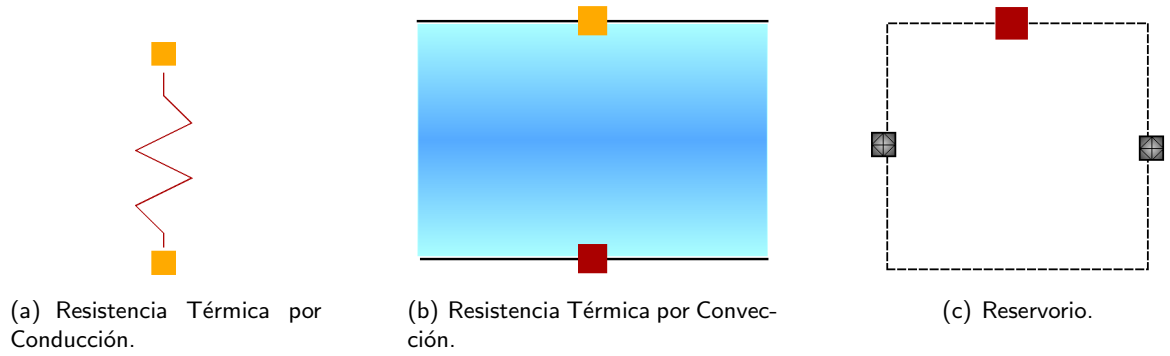


Figura 6.5: Elementos Involucrados en la Transferencia de Calor.

(L) y el diámetro interior del mismo. La ec. 6.7 determina que el flujo de calor es proporcional a la diferencia de temperatura entre el extremo caliente T_1 y el extremo frío T_2 . La formulación detallada de este modelo en el entorno de Modelica es presentada en el Ap. D.3.1.

El siguiente fenómeno, que está presente en el intercambio de calor, es la transmisión de calor por convección, representado por el elemento dado en la Fig. 6.5(b). Este elemento permite representar la resistencia que ejerce una película de líquido al paso de calor. Para ello consideraremos la ecuación de Newton para flujo convectivo definida por la siguiente expresión:

$$q = hA(T_1 - T_2) \quad (6.8)$$

Donde h es un coeficiente de transferencias de calor y es propiedad del líquido, A es el área de intercambio definido por el producto entre la longitud del tubo y el diámetro del mismo. La ec. 6.8 establece que si tengo en contacto un fluido a una temperatura T_2 y un cuerpo a una temperatura T_1 la transferencia de calor por flujo convectivo es proporcional a la diferencia de temperatura $T_1 - T_2$. La formulación detallada de este modelo en el entorno de Modelica es presentada en el Ap. D.3.2.

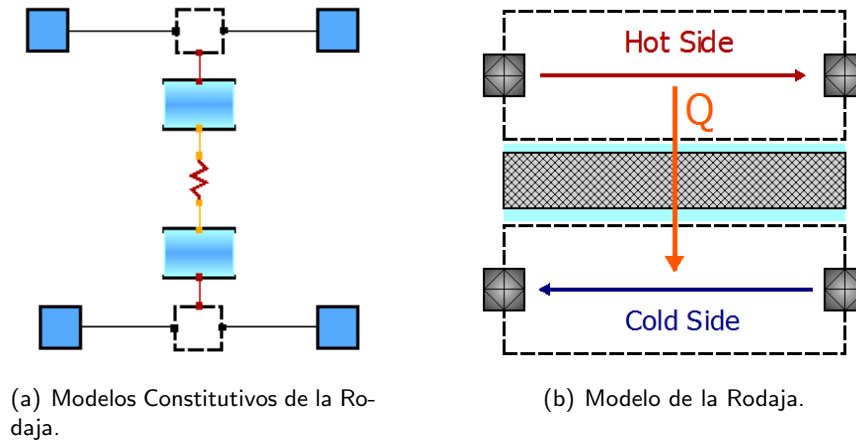


Figura 6.6: Modelo de Transferencia de Calor en una Rodaja.

Finalmente el tercer elemento es el tanque o reservorio (Fig. 6.5(c)). Este modelo nos permite realizar el balance de energía que sufre una corriente de fluido al ingresar a un reservorio. Como podemos ver este modelo está constituido por tres pines, dos para representar la corriente a la entrada y a la salida del reservorio y el tercero para representar las pérdidas de calor que sufre la corriente al circular por el mismo. El balance que se representa con este modelo está dado por la siguiente ecuación:

$$\rho V c_{p_{out}} \frac{dT}{dt} = f_{in} c_{p_{in}} T_{i+1}^{in} - f_{out} c_{p_{out}} T_{i+1}^{out} + q \quad (6.9)$$

Al igual que con los otros modelos la formulación detallada de este modelo en el entorno de Modelica es detallada en el Ap. D.3.3.

Una vez obtenido los modelos básicos que representan los fenómenos de transferencia de calor y el balance de energía, es posible obtener el modelo de una rodaja de intercambio. Para ello conectamos cada uno de estos elementos según se muestra en la Fig. 6.6. La formulación detallada de este modelo en el entorno de Modelica es presentada en el Ap. D.3.4.

A partir de este modelo es posible representar un Intercambiador de calor sin bypass. El modelo del intercambiador se obtiene conectando múltiples rodajas en serie, como se muestra en la Figura 6.7. Podemos encontrar la formulación detallada del mismo en el Ap. D.3.5.

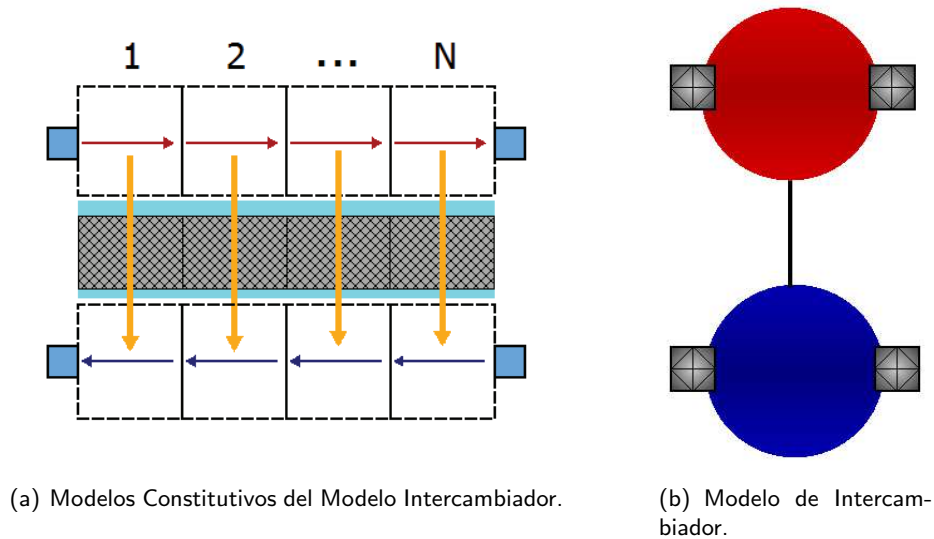


Figura 6.7: Modelo de Intercambiador de Calor sin Bypass.

Para lograr el modelo de intercambiador con bypass es necesario crear unos modelos extras. Estos modelos están representados en la Fig. 6.8 y la formulación detallada en Modelica de los mismos lo podemos encontrar en los Apéndices D.3.6 y D.3.7. La idea principal de estos elementos es representar el modelo de una válvula, de un divisor y un mezclador de corrientes.

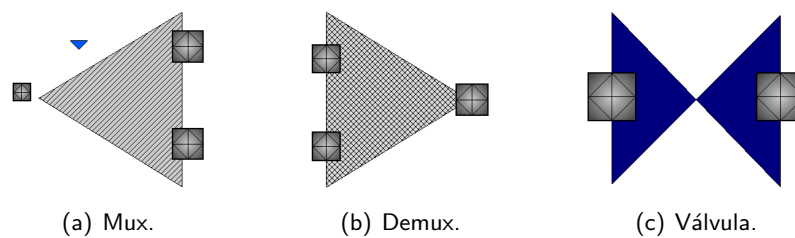


Figura 6.8: Elementos Básicos Extras.

A partir de estos modelos es posible obtener el modelo final de intercambiador con bypass conectando los diferentes modelos según se muestra en la Fig. 6.9. La formulación detallada de este modelo es posible encontrarla en el Ap. D.3.8.

Finalmente, utilizando el modelo del intercambiador con bypass y con el objetivo de sólo diferenciar las utilidades de los intercambiadores se crearon modelos para las utilidades frías y calientes. Los mismos son representados en la Fig. 6.10.

De esta manera, conectando estos modelos es posible construir una RIC y poder realizar la simulación dinámica de la misma. Una representación esquemática de un modelo de RIC utilizado en uno de los caso de estudio es presentado en la Fig. 6.11.

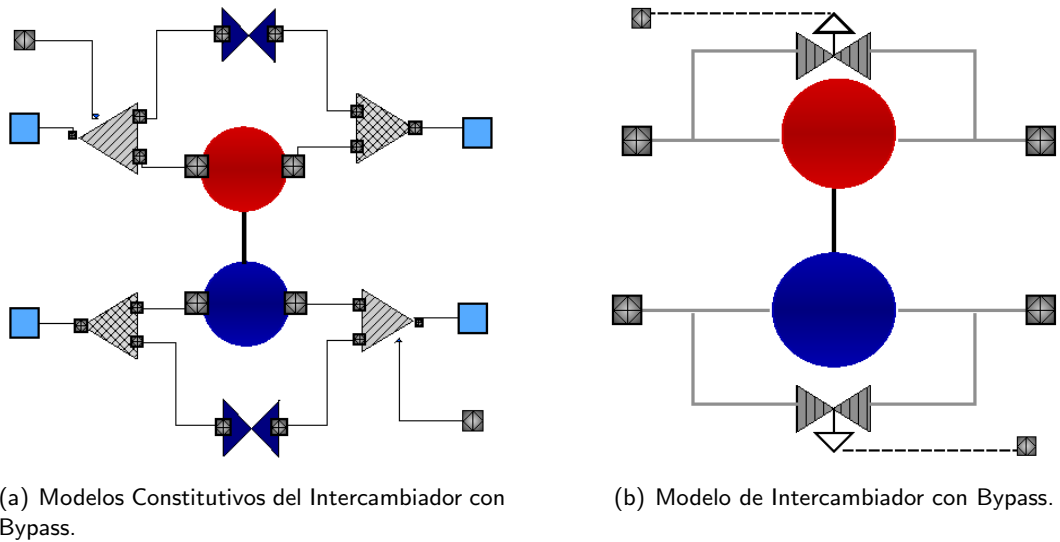


Figura 6.9: Modelo del Intercambiador de Calor con Bypass.

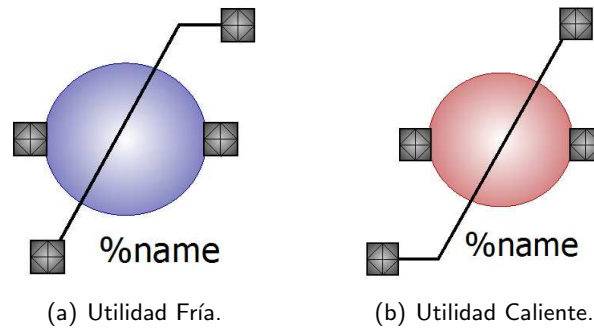


Figura 6.10: Modelo de Utilidades Calientes y Frías.

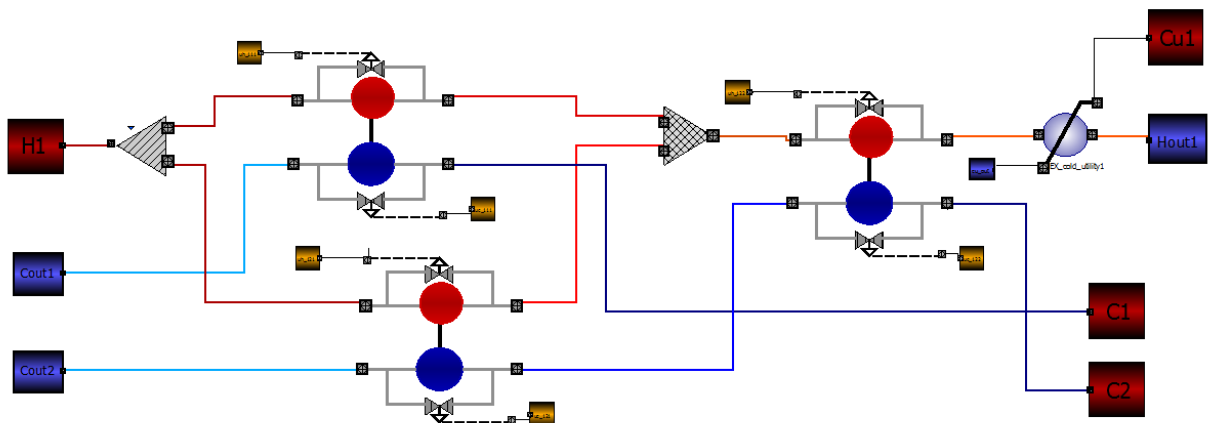


Figura 6.11: Red de Intercambio Calórico – Ejemplo 1.

Se propondrá como trabajos futuros ampliar el modelo de intercambiadores de calor tratando de incorporar en el mismo: (i) balance de masa y cantidad de movimiento, (ii) variación del calor específico y de la densidad frente a la temperatura y la presión, (iii) cambio de fase y (iv) la posibilidad de utilizar diferentes tipos de intercambiadores (doble tubo, tubo y coraza, etc.). El objetivo de esta mejora, es

obtener una librería de intercambiadores que permita tener un modelo realista (fuertemente no lineal) para verificar la validez de la estrategia integrada de síntesis y control.

6.4. Casos de estudio

En esta sección se estudiarán cinco casos de estudio tomadas de la literatura con el objetivo de ilustrar las diferentes etapas de la estrategia propuesta. Se adicionan dos casos de estudios a los tres ejemplos ya presentados en el Cap. 3 (Tablas 3.1, 3.2 y 3.3). Los datos relacionados con estos nuevos casos de estudio se presentan en las Tablas D.1 y D.2 del Ap. D. Las diferentes RIC flexibles y sus estructuras de control obtenidas para cada uno de los ejemplos se reportan en la Sección 6.4.1. El ejemplo 1 se presenta con un mayor nivel de detalle con el objetivo de mostrar el efecto del prendido y apagado de equipos en el diseño de la estructura de control. Esto nos permite evidenciar la necesidad de realizar el diseño de varias estructuras de control. Finalmente en la Sección 6.4.2 se presenta un análisis dinámico de uno de los ejemplos.

Los modelos FI-M, A1-M, A2-NLP, A2-MIP y SSD-M son formulados utilizando GAMS v24.5. La estrategia propuesta es implementada en Matlab y una conexión entre Matlab-GAMS es utilizada para resolver cada uno de los modelos. Se utilizó el solvers CPLEX 12.6 para resolver los problemas A2-MIP y SSD-M, mientras que el CONOPT 3 fue utilizado para resolver el subproblema A2-NLP. Finalmente, el solver BARON 15.9 fue utilizado para resolver y evaluar los problemas (MINLP) FI-M y A1-M, respectivamente. Los dos ejemplos adicionales fueron presentados en [Björk y Westerlund \(2002\)](#). Para todos los ejemplos, se realizó la síntesis de la RIC y el diseño de la EC considerando dos casos: (i) caso A: sólo variaciones de la temperaturas de las corrientes de entrada y (ii) caso B: modificaciones en la temperatura y el flujo de las corrientes de entrada.

6.4.1. Aplicación de la Estrategia Propuesta

En esta sección se presenta la RIC flexible final y su estructura de control óptima para cada uno de los ejemplos (Figs. D.1- D.5 del Ap. D). En todos los ejemplos se puede observar que al obtener diseños que permiten rangos de variaciones de las condiciones de entrada más grande, i.e. mayores índices de flexibilidad, el número de equipos o áreas relacionados con los mismos aumenta (mayores valores de TAC). Estos conceptos fueron discutidos oportunamente en el Cap. 3. Este sobredimensionamiento favorece la etapa de control ya que permite aumentar la fracción de apertura de los bypasses (efecto necesario para compensar el aumento de área) o la posibilidad de disponer de un mayor número de variables manipuladas. De esta manera, se dispone de mayor acción de control.

En las Figs. D.1- D.5 del Ap. D se muestra la estructura de control base, utilizada para operar a la RIC en el punto nominal de trabajo, y las variables manipuladas adicionales necesarias para trabajar en otras condiciones de operación. Estas variables adicionales son incorporadas por el efecto que produce el encendido o apagado de equipos sobre la controlabilidad de la RIC. Es decir, si en una dirección particular de las perturbaciones se apaga un intercambiador utilizado como variable manipulada (VM), perdemos capacidad de control no pudiendo operar la RIC en dicha dirección. En este sentido deberíamos obtener una nueva estructura de control capaz de operar la RIC en la dirección mencionada. Utilizaremos el ejemplo 1, caso B, donde se considera tanto variaciones en las temperaturas de las corrientes de entrada como los flujos, para demostrar la necesidad de realizar diferentes EC para los diferentes puntos de operación dados por la etapa de síntesis. Esto es una contribución respecto de trabajos previos ([Escobar et al., 2013](#)) donde paradójicamente, realizaban el diseño de la estructura de control sólo en el punto nominal de operación.

Si tenemos en cuenta la RIC flexible final obtenida con la estructura de control base Fig. 3.10(b), la misma puede operar dentro de un rango de variación definida por el índice de flexibilidad. Si bien la RIC es flexible entorno a este rango, desde el punto de vista del control la red cambia su condición de operación dentro del mismo. Estos cambios en las condiciones suelen producirse cuando la RIC pasa de operar del punto nominal a algún punto crítico definido por la etapa de síntesis. En este sentido, por ejemplo, si observamos las matrices de ganancia de la RIC final trabajando en el punto nominal

6.4. Casos de estudio

tendremos los siguientes valores:

$$\mathbf{G}^1 = \begin{bmatrix} 4.620 & 0 & 4.882 & -0.481 & 3.629 & 0 & 3.876 & -0.823 & -1.428 & 0 & 0 \\ -2.610 & 0 & 0 & 0 & -2.051 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 1.885 & 0 & -0.832 & -0.687 & 1.481 & 0 & -0.661 & -1.176 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{D}^1 = \begin{bmatrix} 0.458 & 1.179 & 0.762 & 51.578 & -11.581 & -25.899 \\ 0.667 & 0.333 & 0 & 5.395 & -8.347 & 0 \\ 0.859 & 0.481 & 0.231 & 16.979 & -2.835 & -15.675 \end{bmatrix}$$

Por otro lado, las matrices de ganancia de estado estacionario para el segundo punto de operación dado por la síntesis ($p = 2$) quedan definidas de la siguiente manera:

$$\mathbf{G}^2 = \begin{bmatrix} 4.946 & 0 & 4.636 & -0.465 & 3.643 & 0 & 3.878 & -0.786 & -0.552 & 0 & 0 \\ -2.639 & 0 & 0 & 0 & -1.944 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0.885 & 0 \\ 1.836 & 0 & -1.059 & -0.606 & 1.352 & 0 & -0.886 & -1.023 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{D}^2 = \begin{bmatrix} 0.419 & 1.209 & 0.771 & 51.196 & -11.471 & -25.761 \\ 0.645 & 0.355 & 0 & 5.365 & -9.012 & 0 \\ 0.857 & 0.449 & 0.213 & 16.174 & -2.554 & -15.353 \end{bmatrix}$$

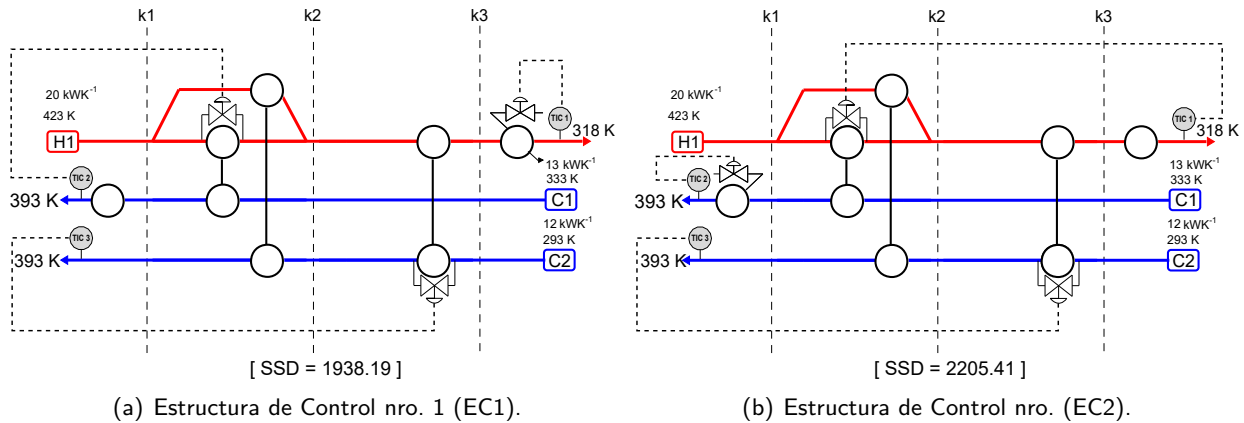


Figura 6.12: Estructura de Control Óptima para la RIC Flexible Obtenida en el Ejemplo 1 – Caso B.

Las entradas, salidas y perturbaciones consideradas para este ejemplo son: $\mathbf{u} = [\mu_{h111}, \mu_{h112}, \mu_{h121}, \mu_{h122}, \mu_{c111}, \mu_{c112}, \mu_{c121}, \mu_{c122}, \mu_{c222}, q_1^{cu}, q_1^{hu}, q_2^{hu}]^T$, $\mathbf{y} = [Th_1^{out}, Tc_1^{out}, Tc_2^{out}]^T$, y $\mathbf{d}^* = [Th_1^{in}, Tc_1^{in}, Tc_2^{in}, fh_1^{in}, fc_1^{in}, fc_2^{in}]^T$, respectivamente. En base a esta información se resuelve el problema SSD-M con el objetivo de obtener las estructuras de control óptima para cada punto de operación. En la Fig. 6.12 se muestran las dos estructuras de control obtenidas para la RIC trabajando ambos puntos (punto nominal + punto crítico). La primera estructura (EC1) posee como apareamiento entrada-salida las siguientes relaciones: $q_1^{cu} - Th_1^{out}$, $\mu_{h111} - Tc_1^{out}$, y $\mu_{c122} - Tc_2^{out}$. Esta estructura es factible para un cierto rango de perturbaciones entorno al punto nominal de trabajo. Esta región factible de control se encuentra dentro de la región de factibilidad determinada por el primer punto de crítico, $|\mathbf{d}^*| \leq 0.216$. Cuando la RIC se mueve desde el punto nominal al primer punto crítico, las matrices de ganancia de estado estacionario que definen el modelo cambian drásticamente ya que para cumplir los balances de energía la utilidad caliente 1 debe prenderse. Es por este motivo que la estructura de control debe reconfigurarse de la EC1 a la EC2, la cual define los siguientes apareamientos de entrada-salida: $\mu_{h111} - Th_1^{out}$, $q_1^{hu} - Tc_1^{out}$, y $\mu_{c122} - Tc_2^{out}$. Esta reconfiguración es necesaria para ciertas direcciones cuando las perturbaciones superan la región factible definida para la EC1. Las dos EC que operan la RIC entorno a los dos puntos de trabajo se representan en las Figs. 6.12(a) y 6.12(b).

Entorno al punto crítico 1 la EC1 es incapaz de operar la RIC ya que no puede lograr satisfacer los requisitos de control. La EC1 no tiene acción sobre la utilidad caliente 1, la cual debe prenderse en dicho punto de operación. Esto se puede deducir observando en la matriz G^1 , la misma presenta una columna de ceros asociada a esta variable manipulada.

Un análisis similar puede realizarse con cada uno de los ejemplos resueltos en esta sección. Como conclusión general puede decirse que se requiere el diseño de varias estructuras de control con el objetivo de garantizar la operabilidad de la RIC para los casos en que el cambio del punto de operación genere que alguno de los calores de las utilidades o los intercambiadores alcancen el valor de cero, es decir, se pierdan grados de libertad. Es importante tener en cuenta que el índice de flexibilidad cuantifica la desviación máxima posible permitida por el diseño sin las limitaciones de control. Por esta razón, se requiere un estudio más detallado para calcular el área factible final de cada estructura de control descentralizada, es decir, para obtener la máxima desviación posible de la RIC operando a lazo cerrado. Es decir, si bien la estrategia propuesta amplía el rango de operación de las redes consideramos que todavía no es posible garantizar que la misma pueda trabajar a lazo cerrado en todo el rango de variaciones esperado. En la Sec. 6.5 se discutirá las fortalezas y debilidades del método de la metodología propuesta y se mostrarán algunos resultados preliminares que fundamentan esta discusión. En las Tablas 6.1 - 6.5 se presentan la estructura de control óptimas y los valores del funcional obtenidos para cada uno de los ejemplos presentados en este capítulo. Para todos los ejemplos, el cambio entre las diferentes estructuras de control puede realizarse implementando la metodología de "override control" basada en controladores PID. Override control es una metodología industrial muy utilizada actualmente en la práctica. De forma alternativa, se podría aplicar estrategias de control avanzado como MPC para manejar todas las estructuras de control con un sólo diseño.

Cuadro 6.1: Estructuras de Control Descentralizadas Alternativas para el Ejemplo 1

Ejemplo 1				
Caso A		Caso B		
	EC1	EC2	EC1	EC2
Apareamientos	$Th_1^{out} - f_{cu1}$	$Th_1^{out} - \mu_{h111}$	$Th_1^{out} - f_{cu1}$	$Th_1^{out} - \mu_{h111}$
	$Tc_1^{out} - \mu_{h111}$	$Tc_1^{out} - f_{hu1}$	$Tc_1^{out} - \mu_{h111}$	$Tc_1^{out} - f_{hu1}$
	$Tc_2^{out} - \mu_{c122}$	$Tc_2^{out} - \mu_{c122}$	$Tc_2^{out} - \mu_{c122}$	$Tc_2^{out} - \mu_{c122}$
SSD	1962.42	2117.34	1938.19	2205.41

Cuadro 6.2: Estructuras de Control Descentralizadas Alternativas para el Ejemplo 2

Ejemplo 2					
Caso A			Caso B		
	EC1	EC2	EC1	EC2	EC3
Apareamientos	$Th_1^{out} - f_{cu1}$	$Th_1^{out} - f_{cu1}$	$Th_1^{out} - f_{cu1}$	$Th_1^{out} - f_{cu1}$	$Th_1^{out} - f_{cu1}$
	$Th_2^{out} - f_{cu2}$	$Th_2^{out} - \mu_{c221}$	$Th_2^{out} - f_{cu2}$	$Th_2^{out} - f_{cu2}$	$Th_2^{out} - \mu_{h221}$
	$Tc_1^{out} - \mu_{h112}$	$Tc_1^{out} - \mu_{h112}$	$Tc_1^{out} - \mu_{h112}$	$Tc_1^{out} - \mu_{h112}$	$Tc_1^{out} - \mu_{h112}$
	$Tc_2^{out} - \mu_{h221}$	$Tc_2^{out} - \mu_{c121}$	$Tc_2^{out} - \mu_{h221}$	$Tc_2^{out} - \mu_{c221}$	$Tc_2^{out} - \mu_{c121}$
SSD	62.70	127710.85	52.90	60.32	593.60

6.4. Casos de estudio

Cuadro 6.3: Estructuras de Control Descentralizadas Alternativas para el Ejemplo 3

Ejemplo 3				
Caso A		Caso B		
	EC1	EC2	EC1	EC2
Apareamientos	$Th_1^{out} - \mu_{c134}$	$Th_1^{out} - \mu_{c134}$	$Th_1^{out} - \mu_{c134}$	$Th_1^{out} - \mu_{c134}$
	$Th_2^{out} - f_{cu2}$	$Th_2^{out} - f_{cu2}$	$Th_2^{out} - \mu_{h242}$	$Th_2^{out} - \mu_{h242}$
	$Tc_1^{out} - \mu_{c212}$	$Tc_1^{out} - \mu_{c212}$	$Tc_1^{out} - \mu_{h212}$	$Tc_1^{out} - \mu_{h212}$
	$Tc_2^{out} - f_{hu2}$	$Tc_2^{out} - f_{hu2}$	$Tc_2^{out} - f_{hu2}$	$Tc_2^{out} - f_{hu2}$
	$Tc_3^{out} - \mu_{c122}$	$Tc_3^{out} - \mu_{c122}$	$Tc_3^{out} - \mu_{c122}$	$Tc_3^{out} - \mu_{c122}$
	$Tc_4^{out} - \mu_{h211}$	$Tc_4^{out} - \mu_{h211}$	$Tc_4^{out} - \mu_{h211}$	$Tc_4^{out} - \mu_{h211}$
SSD	13355.08	13359.48	2057.62	2070.03

Cuadro 6.4: Estructuras de Control Descentralizadas Alternativas para el Ejemplo 4

Ejemplo 4				
Caso A		Caso B		
	EC1	EC2	EC1	EC2
Apareamientos	$Th_1^{out} - f_{cu1}$	$Th_1^{out} - f_{cu1}$	$Th_1^{out} - f_{cu1}$	$Th_1^{out} - f_{cu1}$
	$Th_2^{out} - f_{cu2}$	$Th_2^{out} - f_{cu2}$	$Th_2^{out} - f_{cu2}$	$Th_2^{out} - f_{cu2}$
	$Tc_1^{out} - \mu_{c211}$	$Tc_1^{out} - \mu_{c211}$	$Tc_1^{out} - \mu_{c211}$	$Tc_1^{out} - \mu_{c211}$
	$Tc_2^{out} - f_{hu2}$	$Tc_2^{out} - f_{hu2}$	$Tc_2^{out} - f_{hu2}$	$Tc_2^{out} - f_{hu2}$
SSD	778.72	768.17	778.72	778.59

6.4.2. Respuesta Dinámica

En esta sección se presentará una simulación dinámica para el control de temperaturas de la RIC del ejemplo 1 caso A. La idea principal es mostrar la capacidad que presenta el sistema en rechazar perturbaciones trabajando en dos puntos de operación y la forma en que se realiza la reconfiguración del control.

Partiendo de las estructuras finales para este ejemplo, i.e., Tab. 6.1, se obtuvo un ajuste de los parámetros del controlador para cada punto de operación utilizando la teoría de control basado en modelo interno (CMI). Los parámetros de ajuste para cada punto de operación se muestran en Tablas 6.6 y 6.7.

A continuación se presentan dos escenarios. En el primer escenario se realiza un cambio, a los 50 seg., de 2 K en la temperatura de entrada de la corriente caliente H1. Como se observa en la Figura 6.13, la EC1 es capaz de manejar esta perturbación logrando llevar a todas las temperaturas de salida a su valor deseado de operación.

En el segundo escenario la dirección y magnitud de la perturbación genera que sea necesario una reconfiguración del control. En la Figura 6.14 se muestra la respuesta de las variables del proceso, i.e., las perturbaciones (temperaturas de entrada), variables manipuladas, y variables de salida. Analizando las Figuras 6.14(c) y 6.14(b) hasta el tiempo de 1000 seg. se puede observar, por un lado, que las salidas no alcanzan su valor de referencia, y por el otro, que existen ciertas variables manipuladas que se encuentran totalmente cerradas (μ_{h111} y μ_{c122}). Es por ello que a partir del $t = 1000$ seg. se realiza una reconfiguración del control. Tan pronto como la EC2 empieza a controlar la red, todas las variables de salida alcanzan su valor de referencia. De esta manera, pudimos demostrar que la EC1 es incapaz de operar la RIC cuando esta se encuentra trabajando en el punto de operación 2 (primer punto crítico). La RIC no puede satisfacer los balances de energía y ciertas variables manipuladas alcanzan sus límites de operación. Estas conclusiones las habíamos obtenidos analizando los modelos de estado estacionario en cada punto de operación.

Cuadro 6.5: Estructuras de Control Descentralizadas Alternativas para el Ejemplo 5

Ejemplo 5		
	Caso A	Caso B
	EC1	EC1
Apareamientos	$Th_1^{out} - fcu_1$	$Th_1^{out} - fcu_1$
	$Th_2^{out} - fcu_2$	$Th_2^{out} - fcu_2$
	$Tc_1^{out} - fhu_1$	$Tc_1^{out} - fhu_1$
	$Tc_1^{out} - \mu_{h122}$	$Tc_1^{out} - \mu_{h122}$
SSD	1409.79	1409.79

Cuadro 6.6: Tuneo de los Controladores para la EC1

EC1			
	lazo $Th_1^{out} - fcu_1$	lazo $Tc_1^{out} - \mu_{h111}$	lazo $Tc_2^{out} - \mu_{c122}$
κ_c	-37.218	-0.139	-0.985
τ_i^c	-57.966	-6.9×10^{-4}	-0.012

Cuadro 6.7: Tuneo de los Controladores para la EC2

EC2			
	lazo $Th_1^{out} - \mu_{h111}$	lazo $Tc_1^{out} - fhu_1$	lazo $Tc_2^{out} - \mu_{c122}$
κ_c	0.242	41.552	-1.243
τ_i^c	0.005	140.12	-0.014

Finalmente, en la Fig. 6.15 se presenta un ejemplo para mostrar la capacidad de la EC2 en rechazar perturbaciones. Este cambio es equivalente al aplicado en el escenario de la EC1. En este caso, la EC2 logra rechazar todas las perturbaciones, logrando que las temperaturas alcancen su valor de referencia. Es importante tener en cuenta que la estrategia propuesta para la “integración secuencial entre la síntesis óptima de HEN flexible y el diseño de la estructura de control” se basa en el problema de la flexibilidad total, el cual no tiene en cuenta consideraciones de control. Por esta razón, se debe realizar un estudio más detallado para incorporar las limitaciones de control en el problema de síntesis y calcular el área factible final para cada estructura de control, es decir, para manejar el problema de flexibilidad efectiva. Un ejemplo para representar este caso es presentado en la Sección 6.5.

6.5. Fortalezas y Debilidades de la Estrategia Propuesta

En esta sección realizaremos una breve discusión acerca de las fortalezas y debilidades de la estrategia de síntesis y control de RIC presentada en el Capítulo 6. Esta discusión nos permitirán proponer, en el siguiente capítulo, los trabajos futuros y principales abordajes que consideramos necesarios continuar a futuro.

Como vimos en la Cap. 6 la estrategia de síntesis y control de RIC busca realizar el diseño óptimo de la RIC flexible y sus estructuras de control (EC) óptimas. En primer lugar, la síntesis se realiza en un procedimiento secuencial de dos etapas basado en el índice de flexibilidad (IF). Como vimos en el Cap. 3, este procedimiento permite sobredimensionar de manera óptima los equipos y obtener una red capaz de operar en varios puntos operativos. Este sobredimensionamiento produce que la red final presente un mayor número de equipos y fracción de apertura de los bypasses, i.e. una mayor acción de control, favoreciendo a la etapa de diseño de estructura de control. En segundo lugar, la estrategia de diseño de EC está basada en una superestructura la cual permite obtener el diseño óptimo de las mismas. La minimización del índice SSD, dentro la formulación MIQP, tiende a buenas ECs, es decir, se obtiene un proceso bien condicionado, con buenas características de control, baja energía de control y una

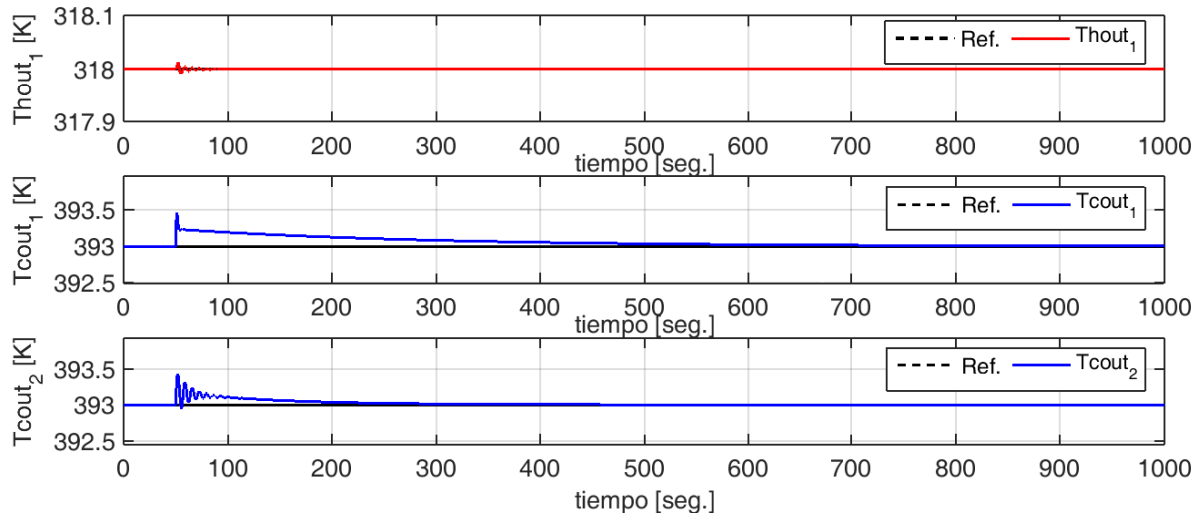


Figura 6.13: Respuesta Dinámica – Variables de Salida para la EC1.

buena RGA. Como demostramos en este capítulo (Cap. 6) debido a la pérdida de variables manipuladas (utilidades y bypasses) por el ingreso de perturbaciones a la RIC, es necesario obtener varias EC en diferentes puntos operativos.

La mayor limitación que presenta esta estrategia secuencial es la de no tener en cuenta los criterios de controlabilidad directamente dentro de la formulación del problema de síntesis. Si bien esto es una ventaja desde el punto de vista computacional, ya que se evita formular un problema multiobjetivo, produce ciertas limitaciones. Para poder explicar las limitaciones consideraremos la RIC final obtenida para el ejemplo 1, caso A (Fig. 3.10(a)). Como vimos en el Cap. 3 la RIC final presentaba un índice de flexibilidad de 2, es decir, lográbamos cubrir todo el rango de variaciones esperado. Esta información puede observarse en la Fig. 6.16(a). En dicha figura se muestra la proyección de la región final de variaciones de incertidumbres de la RIC sobre el plano de las perturbaciones d_1 y d_2 . Como mencionamos en dicho capítulo el problema de flexibilidad fue formulado permitiendo que todos los calores presentes en la red puedan moverse, es decir utilizando un control full. De esta manera dicho problema no tiene en cuenta las restricciones que impone el control y la región obtenida es la máxima región que se puede lograr con la RIC. Si ahora consideramos las restricciones que impone un control descentralizado podremos ver dos situaciones:

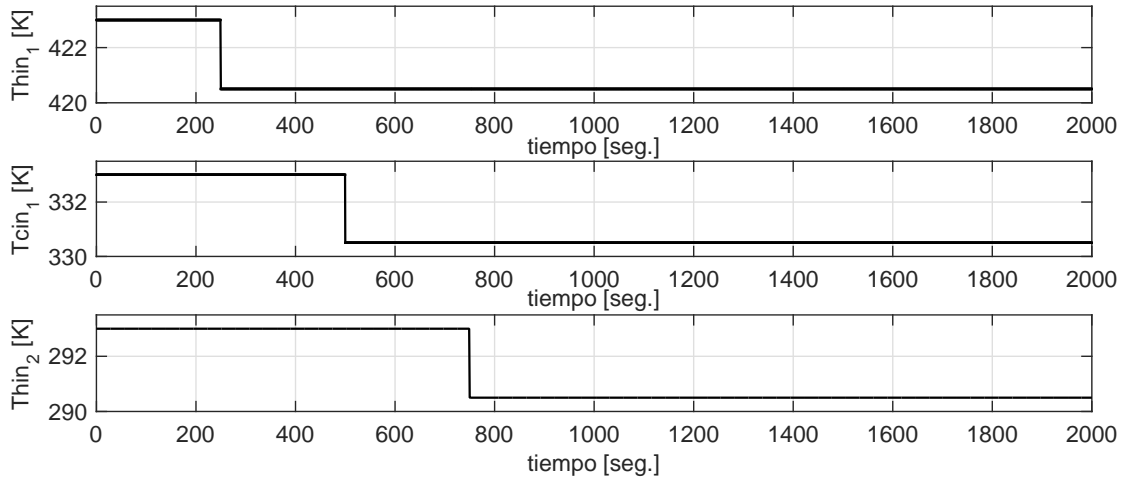
- si un intercambiador es controlado el calor presente en el mismo puede moverse entre los siguientes límites:

$$0 \leq q \leq U a \text{LMTD} \quad (6.10)$$

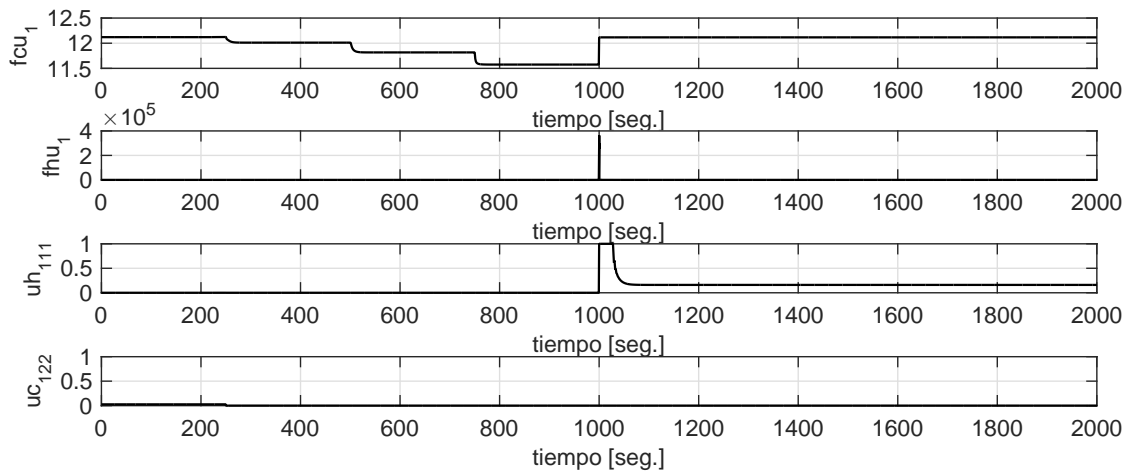
- si un intercambiador no es controlado se debe cumplir con la ecuación de diseño:

$$q = U a \text{LMTD} \quad (6.11)$$

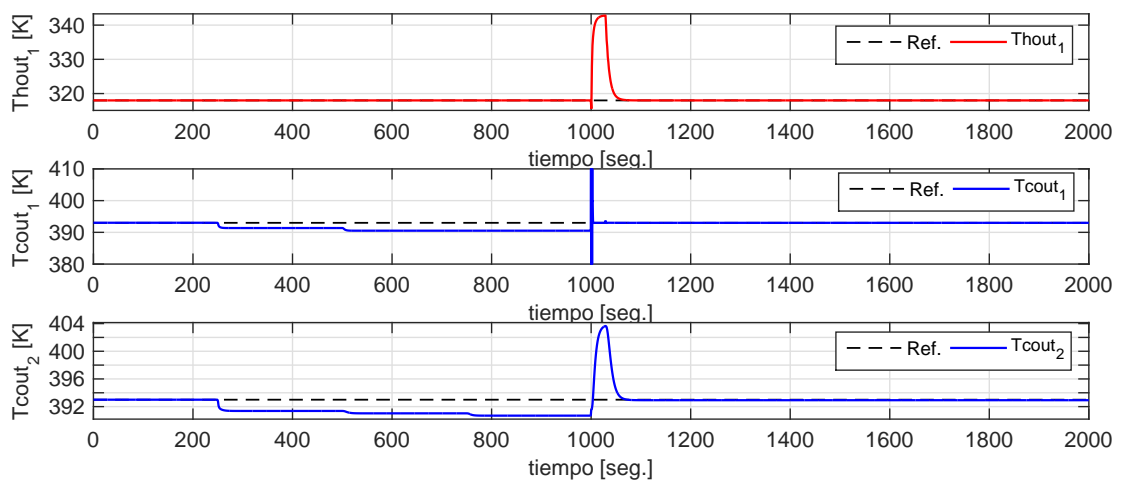
Siendo U el coeficiente global de transferencia de calor, a el área total del intercambiador y LMTD la diferencia de temperatura media logarítmica obtenida por la aproximación de Paterson (1984). Estas dos situaciones son reflejadas en la Fig. 6.17 para la RIC final del ejemplo 1 con sus dos estructuras de control. En dicha figura se representa con color los intercambiadores que son utilizados para controlar y en gris aquellos que deben satisfacer la ecuación de diseño. Si graficamos la región de operación factible de la RIC para cada una de las EC (Fig. 6.16(b)) podremos observar que la región final no logra cubrir



(a) Perturbaciones.



(b) Variables Manipuladas.



(c) Salidas.

Figura 6.14: Respuesta Dinámica – Reconfiguración de la Estructura de Control – EC1 a EC2.

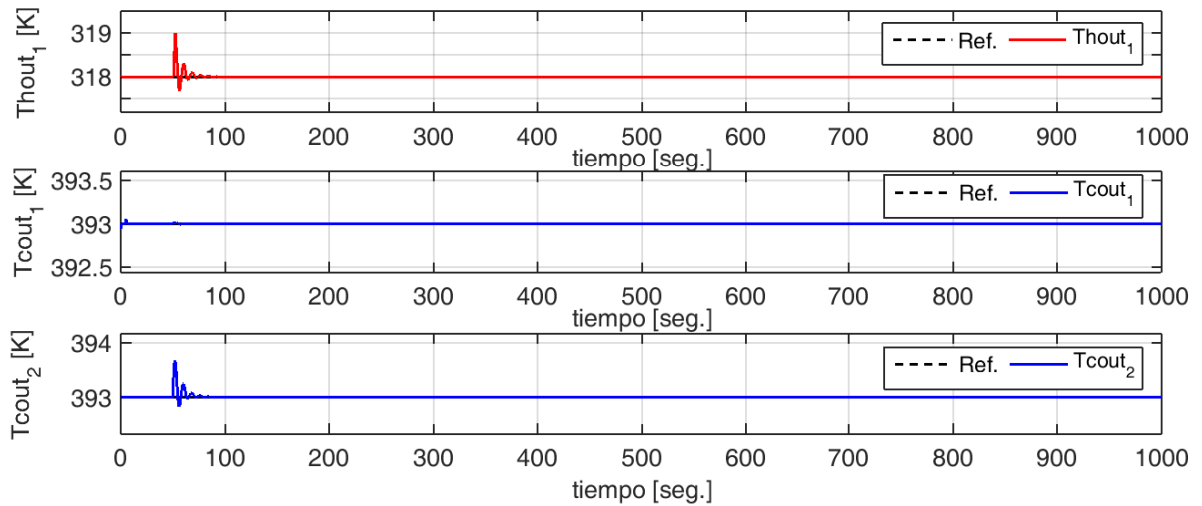


Figura 6.15: Respuesta Dinámica – Variables de Salida de la EC2.

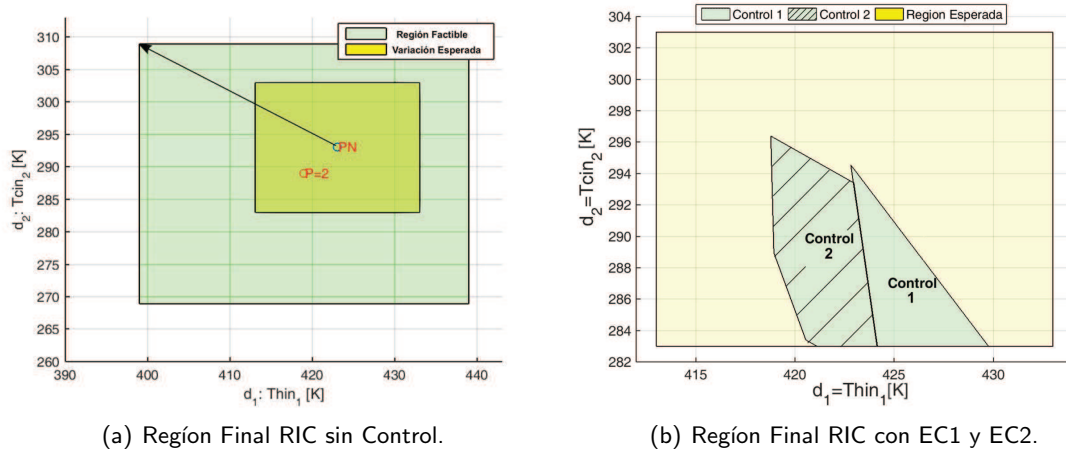


Figura 6.16: Ejemplo 1 – caso A – Regiones de Operación Factible de la RIC con/sin Control.

toda la región de variación esperada. Es decir, si bien la EC2 permite ampliar la región de variación de la red, todavía la red no es capaz de cubrir todas las posibles variaciones.

De esta manera es necesario continuar avanzado en la búsqueda de una metodología que permita que la RIC obtenida con su control logren cubrir todo el rango de variación esperado. En la literatura existen metodologías que proponen resolver un problema de flexibilidad con restricciones de control una vez obtenida la red flexible final. De esta manera buscan obtener un nuevo punto crítico para incorporarlo en la formulación multiperíodo. Sin embargo, como podemos observar en la Fig. 6.16(b) dicho punto crítico ya se encuentra dentro de la región factible de la RIC obtenida de la formulación multiperíodo (Fig. 3.10(a)). Consideramos que para lograr el objetivo buscado es necesario cambiar la filosofía de la estrategia incorporando las restricciones de la estructura de control dentro de la formulación del problema de síntesis y de flexibilidad. Por otro lado, es importante analizar la influencia de diferentes estructuras de control (descentralizadas, full y sparse) sobre la región factible de operación de la RIC.

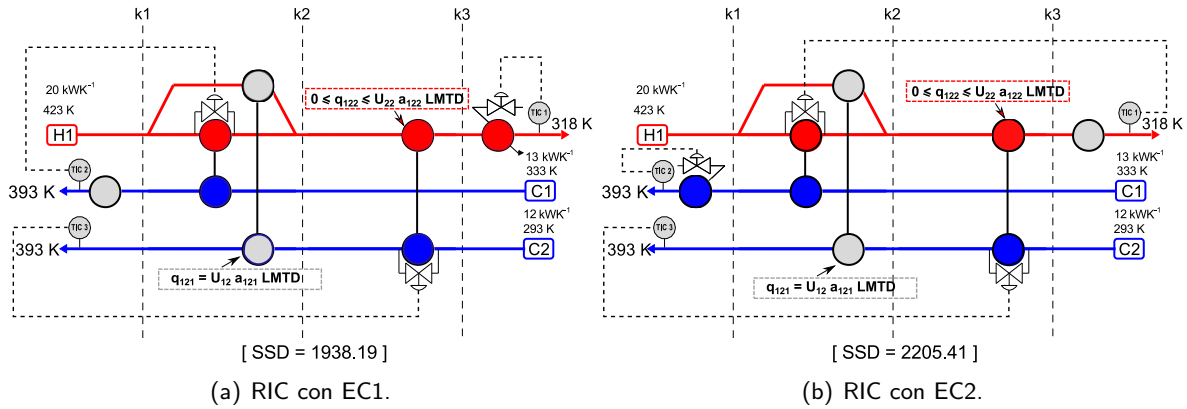


Figura 6.17: Ejemplo 1 – caso A – RIC con EC – Restricciones Incorporadas a la Región de Factibilidad.

6.6. Conclusiones y Trabajos Futuros del Capítulo

En esta sección se propone una metodología secuencial para el diseño óptimo tanto de RIC flexibles así como de su estructura de control capaz de operar en un rango de variaciones de las condiciones de operación (perturbaciones). Esta estrategia está basada en el modelo de síntesis de RICs flexibles y la formulación MIQP para el diseño de estructuras de control propuestos en los capítulos anteriores. El problema de síntesis flexible considera un modelo multiperíodo en el cual se tienen en cuenta varias condiciones de operación. De esta manera la síntesis permite obtener un diseño que incorpora equipos o un exceso de área para satisfacer los balances en varios puntos de operación. Este sobredimensionamiento favorece la etapa de control, ya que permite disponer de una mayor región de acción del control.

Una vez obtenida la síntesis de la RIC flexible, se realiza el diseño de la estructura de control (EC) resolviendo el problema basado en el índice de desviaciones cuadráticas (SSD). Este enfoque representa un avance de trabajos anteriores en los cuales el diseño del control se desarrollaba bajo el concepto de la clásica matriz de ganancias relativas (RGA). En este contexto, la formulación de diseño de EC basado en el índice SSD sistematiza (y combina en un solo modelo MIQP) decisiones tales como la selección de variables controladas/manipuladas y el apareamiento de entrada-salida. Esta formulación se resuelve para cada período para obtener una estructura de control válida en cada punto de operación.

Pudimos observar, a partir de un ejemplo, como la estructura de control base diseñada para el punto nominal es incapaz de operar la RIC cuando las perturbaciones exceden los límites definidos por el índice de flexibilidad. Cuando esto sucede, las variaciones de perturbaciones obligan a prender o apagar algunos equipos o que ciertas variables manipuladas saturen sobre alguna restricción. Esto genera que se pierda acción sobre la RIC impidiendo que las salidas alcancen su valor deseado. Por lo tanto, al utilizar una estructura de control reconfigurable, la metodología propuesta garantiza que la RIC flexible final puede operar en un rango de operación mayor que si sólo se utilizara la estructura base.

Si bien, la metodología extiende el rango de operación todavía no es posible garantizar todo el rango de variaciones esperadas definida en la síntesis. En este sentido nos parece importante continuar con una estrategia integrada entre síntesis de RIC flexibles y diseño de estructuras de control para lograr este objetivo.

Nomenclatura del del Capítulo

Acrónimos

ASS: Active Set Strategy
 CMI: Control basado en Modelo Interno
 EC: Estructuras de Control
 MINLP: Mixed-integer Nonlinear Programming
 MPC: El Control Predictivo basado en Modelo
 IF: Índice de Flexibilidad
 ICSF: Índice de Controlabilidad de Salida
 MIQP: Programación mixta-entera cuadrática
 RGA: Matriz de Ganancias Relativas
 RIC: Red de Intercambio Calórico
 PN: Punto nominal de operación
 PC: Puntos críticos
 SSD: Suma de las Desviaciones Cuadráticas
 TAC: Total Annal Cost
 VM: Variable Manipulada
 VEM: Vertex Enumeration Method

Indices

$i = 1, \dots, m$: Variables controladas
 $j = 1, \dots, p$: Perturbaciones
 $l = 1, \dots, n$: Variables manipuladas h / H: Corriente caliente
 c / C: Corriente fría
 in: entrada
 out: salida

Variables Continuas

$A1^P$: Valor óptimo de la función objetivo en la iteración P
 $A1_{ub}^{P,L}$: Límite superior del modelo A1-M en la iteración P y L .
 $A1_{lb}^{P,L}$: Límite inferior del modelo A1-M en la iteración P y L .
 \mathbf{d}^* : Vector de perturbaciones

q : calor intercambiado
 SSD^u : Índice de la suma de las desviaciones cuadráticas asociado a las entradas
 T_i^h/T_i^c : Temperatura de la corriente caliente/fría en la i -ésima rodaje
 \mathbf{u} : Vector de entradas
 μ_h, μ_c : bypass caliente/frío

Parámetros

A^i : Área de la i -ésima rodaja
 cp_i^h/cp_i^c : Capacidad calorífica de la corriente caliente/fría en la i -ésima rodaja
 \mathbf{D} : Matriz de funciones transferencia de perturbaciones
 \mathbf{D}^p : Matriz de funciones transferencia de perturbaciones para la operación p
 $\Delta T_{ef,i}$: Diferencia de temperatura en la i -ésima rodaja
 f_i^h, f_i^c : Flujo másico de la corriente caliente/fría en la i -ésima rodaje
 \mathbf{G} : Matriz de funciones transferencia de la RIC
 \mathbf{G}^p : Matriz de funciones transferencia de la RIC para la operación p
 h_{hi}, h_{ci} : Coeficiente pelicular de transferencia de calor para el lado caliente y frío
 M : Big-M
 LMTD: diferencia de temperatura media logarítmica
 U_i : Coeficiente global de transferencia de calor en la i -ésima rodaja
 ρ_i^h, ρ_i^c : Densidad de la corriente caliente/fría para la rodaja i
 V_i^h, V_i^c : Volumen de la i -ésima rodaja del lado caliente/frío
 k : conductividad térmica
 D_{ext}/D_{int} : Diámetro exterior/interior del tubo
 $\Delta\theta^+/\Delta\theta^-$: Máxima perturbación positiva/negativa esperada
 κ_c : Ganancia proporcional del integrador
 τ_i^c : Ganancia integral del controlador

Conclusiones y Trabajos Futuros

7.1. Conclusiones Generales

A lo largo de la tesis pudimos observar que el diseño integrado de procesos es un área de investigación multidisciplinaria, compuesta por numerosos tópicos de la ingeniería. Por lo general, estos tópicos presentan enfoques y teorías específicas generando una gran dificultad para producir estrategias integradas. Si bien, en la actualidad, existe una gran número de trabajos que intentan abordar el diseño integrado, por lo general, los mismos sólo abordan partes del problema global o buscan desarrollar diferentes estrategias de simplificación para reducir la complejidad del mismo. Esto produce que el área de diseño integrado con control sea aún un problema abierto y de gran interés en la Ingeniería de Sistemas de Procesos. En este sentido, en esta tesis se buscó desarrollar una estrategia que permitan contribuir en el diseño integrado de procesos, en especial nos focalizamos en los problemas de síntesis y diseño de la estructura de control. En los primeros capítulos abordamos dichos problemas por separado con el objetivo de lograr mejoras sobre la formulación de cada uno de ellos y, de esta manera, buscar favorecer la integración.

Se presentó una metodología secuencial para el diseño óptimo de redes de intercambio calórico (RIC) flexibles y una estrategia de diseño de estructura de control multivariable (ECM) basado en una formulación MIQP. La estrategia de síntesis, utiliza un modelo multiperíodo que incluye no convexidades, las cuales fueron reformuladas utilizando una técnica de convexificación. De esta manera, la metodología propuesta garantiza la optimalidad de las sucesivas redes de intercambio calórico obtenidas a medida que se aumenta el índice de flexibilidad. Se pudo analizar la influencia del aumento del índice de flexibilidad sobre el costo total anual de la RIC obtenida y la importancia de utilizar un método de optimización global para resolver el problema. De esta manera, se observó que a medida que se obtenían diseños capaces de trabajar en un rango mayor de variaciones de las condiciones de entrada se requería un mayor costo total anual, es decir, un mayor costo de inversión y de operación.

Por otro lado, se propuso un modelo basado en una programación cuadrática mixta-entera (MIQP) para el diseño de estructuras de control multivariadas (ECM). Dicho modelo permitió resolver problemas más complejos usando solvers reconocidos como CPLEX en el entorno de GAMS. De hecho, la nueva reformulación MIQP permitió evitar el uso de algoritmos de optimización global complejos (estocásticos/deterministas) ya que no introduce restricciones no convexas dentro de la formulación. De esta manera, logramos evitar los típicos inconvenientes que presentan estos algoritmos estocásticos cuando se aumenta el tamaño del proceso, i.e. inconvenientes relacionados con la optimalidad, el aumento del tiempo de cómputo y la utilización de mayores recursos computacionales. Por lo tanto, la nueva formulación se vuelve más adecuada para resolver problemas de mediana/gran escala.

Según nuestro conocimiento, el enfoque para el diseño ECM presentado es la primera superestructura que aborda de forma simultánea: la selección de VCs y VMs, la definición de apareamiento entrada-salida, el diseño del controlador, la adición de requisitos de control originales/heurística, y una prueba necesaria

pero no suficiente de estabilidad/solidez usando información de estado estacionario. Se propone además una estrategia secuencial basada en cortes enteros para garantizar la estabilidad final de la estructura obtenida.

El modelo propuesto fue testeado de manera exitosa con dos casos de estudio muy conocidos (benchmark) de mediana/gran escala: el proceso Tennessee Eastman (TEP) y la planta de tratamiento de aguas residuales (WWTP). Estos dos casos son problemas reales que presentan una gran combinatoria (múltiples soluciones). Los resultados obtenidos con la reformulación MIQP usando GAMS/CPLEX muestran que los tiempos de optimización pueden reducirse a un 94 % respecto del enfoque BMINLP resuelto con AG. Además, la metodología MIQP garantiza la calidad de la solución encontrada, en contraste con la formulación BMINLP (la misma puede caer en un óptimo local). Para estos ejemplos, se diseñaron tres tipos de estructuras de control multivariables basadas en tres tipos de interacción del controlador. Más precisamente, se diseñaron controladores descentralizados, sparse y full óptimos para los casos de estudio mencionados. Se demostró que las decisiones heurísticas clásicas en el diseño de ECM (es decir, utilizar controladores descentralizados y full) no siempre son las mejores opciones. Los resultados obtenidos para los casos de estudio muestran que los controladores sparse óptimos tienen el mejor rendimiento, en general, de acuerdo con el índice combinado SSD + NLE.

Además, se llevó a cabo un análisis sobre el modelo MIQP. Se analizó la influencia del valor del big-M definido para las restricciones. Este primer análisis mostró que a medida que se este parámetro aumenta su valor, se requieren mayores tiempos de cómputo para resolver los problemas. Y por el contrario, si dicho parámetro toma valores muy pequeños puede encontrarse una solución subóptima o incluso no encontrarse solución. Es por ello que es conveniente individualizar cada valor de big-M para cada restricción con el fin de reducir los tiempos de CPU.

Posteriormente se adaptó la formulación del problema de diseño de ECM al caso de estudio. Se generalizó dicha formulación para el caso en que no se dispongan variables no controladas, hecho común en el problemas de diseño de estructuras de control para RIC. Para ello se incorporó dentro del funcional un término que cuantifica el costo asociado a mover las variables manipuladas, es decir, un costo asociado al esfuerzo del control. Por otro lado, se analizó la influencia de los límites en el rango de interacción para la matriz RGA, demostrando que el límite inferior es el de mayor importancia por la característica intrínseca del problema MIQP. Además, se observó que la modificación de dicho rango produce, por un lado, un efecto sobre la solución obtenida y el tiempo de cómputo, y por el otro, permite manejar la relación entre rendimiento y desacoplamiento de la estructura obtenida.

Se propuso un problema ponderado con el objetivo de cuantificar los diferentes costos asociados a la utilización de las diferentes variables manipuladas (bypasses y flujo de las utilidades). Se aplicó esta metodología al diseño de la estructura de control de las RICs del sistema de procesamiento de etanol (SPE). Se pudo analizar el índice de rendimiento de diferentes estructuras de control diseñadas (descentralizadas, sparse y full). Con los demás casos de estudio presentados, se pudo observar la influencia de la estructura de la RIC sobre la performance del control. Esto nos permitió acentuar la necesidad de realizar una correcta estrategia de integración entra la etapa de síntesis de procesos y diseño de estructura de control.

Finalmente, se propuso una estrategia secuencial para la integración entre la síntesis de RICs y el diseño de la estructura de control. La misma se basa en los problemas individuales obtenidos durante el desarrollo de la tesis. Esta estrategia garantiza la optimalidad de la solución obtenida por la etapa de síntesis y por la etapa de control. La incorporación del índice de flexibilidad en la etapa inicial de síntesis permite contemplar cambios del puntos operativo de la RIC. Esta estrategia favorece el diseño de la estructura de control, ya que tiende a incrementar el rango de operación de la RIC y permite que la misma sea capaz de rechazar perturbaciones. A partir de este diseño flexible es que se realizó el diseño de la EC para diferentes puntos de operación dados por la etapa de síntesis. Se pudo observar la necesidad de realizar más de una estructura de control. Este hecho se debe al efecto que tiene el encendido y apagado de intercambiadores sobre la operación de la RIC, generando que se pierdan variables manipuladas y pudiendo transformar a la RIC en no controlable. Posteriormente, se observó las limitaciones que presenta la estrategia resaltando la necesidad de buscar una estrategia integrada para la síntesis y diseño de EC. En este sentido, se propone como principal trabajo futuro el desarrollo

de una superestructura que incorpore dentro del problema de síntesis condiciones de controlabilidad y factibilidad de la estructura de control.

7.2. Trabajos Futuros

A partir de los trabajos realizados a lo largo de esta tesis, han surgido diversas líneas de investigación a profundizar en el corto y mediano plazo:

- **Formular un problema multi-escenario para el diseño de estructuras de control incorporando costos y restricciones sobre las variables del proceso. Analizar la posible integración entre el problema de Flexibilidad con el de diseño de estructuras de control.**

Se buscará ampliar la formulación presentada en [Braccia et al. \(2017\)](#) con el objetivo de considerar múltiples condiciones de operación dentro del problema (formulación multi-escenario). Se incorporarán restricciones operativas sobre las variables del proceso con el objetivo de asegurar la factibilidad de la estructura obtenida y costos asociados a la existencia de diferentes lazos de control con el fin de obtener la estructura de mínimo costo. Se estudiará una potencial integración entre el problema de diseño de estructura de control con el problema de flexibilidad presentado por [Grossmann y Floudas \(1987a\)](#); [Swaney y Grossmann \(1985\)](#). Se analizará la influencia de las estructuras de control sobre la región factible del proceso controlado y sobre el índice de flexibilidad. Se propondrán estrategias secuenciales y simultáneas para la integración de ambos problemas con el objetivo de obtener la estructura de control óptima y flexible. Se debe destacar que el autor de la presente tesis ya posee resultados preliminares al respecto.

- **Desarrollar una metodología integrada que resuelva simultáneamente la síntesis y el diseño de estructuras de control para redes de intercambio calórico.**

Se extenderán los conceptos desarrollados en la presente tesis referente a la resolución integrada entre la etapa de síntesis y la etapa de diseño de estructura de control, tal como se plantea en [Hamid et al. \(2010\)](#); [Huusom \(2015\)](#); [Meeuse \(2002\)](#). Para tal fin, se extenderá la estrategia desarrollada en [Braccia et al. \(2018\)](#) incorporando dentro del problema de síntesis de RIC flexibles restricciones que contemplen el diseño preliminar de la estructuras de control. Por otro lado, se incorporarán restricciones de factibilidad para el control siguiendo los criterios presentados en [Linnhoff y Kotjabasakis \(1986\)](#); [Mathisen \(1994\)](#). Se considerará el diseño de una única estructura de control (descentralizada, full y sparse) así como estructuras de control reconfigurables. Conjuntamente se analizarán diferentes índices para ser incorporados en el problema de síntesis con el fin de cuantificar la controlabilidad/operabilidad en esta etapa. Finalmente, se rediseñará la estrategia global de integración con el objetivo de obtener la red óptima con su estructura de control óptima.

- **Ampliar la síntesis de las redes de intercambio calórico contemplando también integración del trabajo.** Se propone ampliar las metodologías de diseño de RIC flexible, mencionadas en los apartados anteriores, con el objetivo de considerar la integración del trabajo. En una primera etapa se analizarán las diferentes estrategias presentes en la literatura [Chao et al. \(2018\)](#). Se abordarán formulaciones matemáticas destinadas a la resolución simultánea de la integración del calor y el trabajo [Huang y Karimi \(1983\)](#); [Mitra et al. \(2013\)](#); [Onishi et al. \(2014\)](#); [Swaney y Grossmann \(1985\)](#), así como diferentes estrategias para reducir la complejidad del problema [Maurstad Uv \(2016\)](#). Se aplicará la estrategia secuencial de síntesis y diseño de estructuras de control [Braccia et al. \(2018\)](#). Posteriormente, se aplicará el abordaje integral generado en los apartados anteriores. Finalmente, se incorporarán a los modelos colectores solares y almacenadores térmicos buscando minimizar los costos de operativos [Calise et al. \(2018\)](#); [Fang y Lahdelma \(2016\)](#).

Síntesis de Redes de Intercambio Calórico Flexible

A.1. Modelo Original (A1-M)

Nomenclatura de los Modelos

Indices

$i \in I$: corrientes calientes
 $j \in J$: corrientes frías
 $k \in K$: etapas
 $p = 1, \dots, P$: períodos

Parámetros

P : número de períodos
 Th_{in}^p, Tc_{in}^p : temperaturas de entrada en cada período
 Th_{out}^p, Tc_{out}^p : temperaturas de salida
 $EMAT$: diferencia de temperatura de mínima
 Fh_i^p, Fc_j^p : flujo calorífico en cada período
 $U_{i,j}, U_{cu,i}, U_{hu,j}$: coeficiente global de transferencia de calor
 CCU : costo de enfriamiento
 CHU : costo de calentamiento
 $CF_{i,j}, CF_{cu,i}, CF_{hu,j}$: costo fijo de los intercambiadores
 $C_{i,j}, C_{cu,i}, C_{hu,j}$: coeficientes de costo de área
 N_T : número total de etapas
 Ω : límite superior para los calores intercambiados
 M_T : límite superior para la diferencia de temperatura
 d_{tcu}^p : diferencia de temperatura en la región fría de las utilidades de enfriamiento
 d_{thu}^p : diferencia de temperatura en la región caliente de las utilidades de calentamiento

$\beta_{i,j}, \beta_{cu,i}, \beta_{hu,j}$: exponente de los costos de área

Variables Binarias

$z_{i,j,k}^d$: existencia del intercambiador que vincula las corrientes i, j en la etapa k
 $z_{cu,i}^d$: existencia del intercambiador que vincula las corrientes i, cu
 $z_{hu,j}^d$: existencia del intercambiador que vincula las corrientes hu, j
 $z_{i,j,k}^p$: operación del intercambiador que vincula las corrientes i, j en la etapa k y el período p
 $z_{cu,i}^p$: operación del intercambiador que vincula las corrientes i, cu en el período p
 $z_{hu,j}^p$: operación del intercambiador que vincula las corrientes hu, j at period p

Variables Positivas

$a_{i,j,k}, acu_i, ahu_j$: área de los intercambiadores de calor y las utilidades, respectivamente, a la potencia de β
 $th_{i,k}^p$: temperatura de la corriente caliente i en el extremo caliente de la etapa k en el período p
 $tc_{j,k}^p$: temperatura de la corriente fría j en el extremo caliente de la etapa k en el período p
 $dt_{i,j,k}^p$: diferencia de temperatura entre las corrientes i, j en la ubicación k en el período p
 d_{tcu}^p : diferencia de temperatura entre la corriente caliente i y la utilidad fría antes del intercambiador

de calor en el período p

$dthu_j^p$: diferencia de temperatura entre la corriente fría j y la utilidad caliente después del intercambiador de calor en el período p

$q_{i,j,k}^p$: calor intercambiado entre la corriente caliente i y la corriente fría j en la etapa k y el período

p

qcu_i^p : calor intercambiado entre la corriente caliente i y la utilidad fría en el período p

qhu_j^p : calor intercambiado entre la utilidad caliente y la corriente fría j en el período p

Modelo Mixto-Entero No Lineal

Función objetivo a minimizar:

$$\begin{aligned}
 A1^P = \min \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} & \left(CF_{i,j} z_{i,j,k}^d + CF_{cui} zcu_i^d + CF_{hu,j} zhu_j^d \right) + \\
 \sum_{p=1}^P \frac{1}{P} & \left(\sum_{j \in J} CHU qhu_j^p + \sum_{i \in I} CCU qcu_i^p \right) + \\
 \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} & C_{i,j} a_{i,j,k} + \sum_{i \in I} C_{cui} acu_i + \sum_{j \in J} C_{hu,j} ahu_j
 \end{aligned} \quad (A.1)$$

Ecuación de diseño (restricción no lineal):

$$\begin{aligned}
 \frac{q_{i,j,k}^p}{a_{i,j,k}^{1/\beta_{i,j}}} - \frac{2}{3} U_{i,j} dt_{i,j,k}^{p\frac{1}{2}} dt_{i,j,k+1}^{p\frac{1}{2}} - \frac{1}{6} U_{i,j} dt_{i,j,k}^p - \frac{1}{6} U_{i,j} dt_{i,j,k+1}^p & \leq 0, \\
 \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P & \quad (A.2)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{qcu_i^p}{acu_i^{1/\beta_{cui}}} - \frac{2}{3} U_{cui} dtcu_i^{p\frac{1}{2}} dtcup_i^{p\frac{1}{2}} - \frac{1}{6} U_{cui} dtcu_i^p - \frac{1}{6} U_{cui} dtcup_i^p & \leq 0, \\
 \forall i \in I, p = 1, \dots, P & \quad (A.3)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{qhu_j^p}{ahu_j^{1/\beta_{hu,j}}} - \frac{2}{3} U_{hu,j} dthu_j^{p\frac{1}{2}} dthup_j^{p\frac{1}{2}} - \frac{1}{6} U_{hu,j} dthu_j^p - \frac{1}{6} U_{hu,j} dthup_j^p & \leq 0, \\
 \forall j \in J, p = 1, \dots, P & \quad (A.4)
 \end{aligned}$$

donde se definen los siguientes parámetros:

$$dtcup_i = Th_{out,i} - T_{incu} \quad \forall i \in I \quad (A.5)$$

$$dthup_j = T_{inhu} - T_{c,out,j} \quad \forall j \in J \quad (A.6)$$

Balance global de calor para cada corriente:

$$\sum_{j \in J} \sum_{k \in K} q_{i,j,k}^p + qcu_i^p = Fh_i^p (Th_{in,i}^p - Th_{out,i}^p), \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (A.7)$$

$$\sum_{i \in I} \sum_{k \in K} q_{i,j,k}^p + qhu_j^p = Fc_j^p (T_{c,out,j}^p - T_{in,j}^p), \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P \quad (A.8)$$

Balance de calor por etapa:

$$\sum_{j \in J} q_{i,j,k}^p = Fh_i^p (th_{i,k}^p - th_{i,k+1}^p), \quad \forall i \in I, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.9)$$

$$\sum_{i \in I} q_{i,j,k}^p = Fc_j^p (tc_{j,k}^p - tc_{j,k+1}^p), \quad \forall j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.10)$$

Asignación de las temperaturas de entrada:

$$th_{i,1}^p = Th_{in_i}^p, \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (A.11)$$

$$tc_{j,N_T+1}^p = Tc_{in_j}^p, \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P \quad (A.12)$$

Descenso uniforme de la temperatura:

$$th_{i,k}^p \geq th_{i,k+1}^p, \quad \forall i \in I, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.13)$$

$$th_{i,N_T+1}^p \geq Th_{out_i}, \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (A.14)$$

$$tc_{j,k}^p \geq tc_{j,k+1}^p, \quad \forall j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.15)$$

$$Tc_{out_j} \geq tc_{j,1}^p, \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P \quad (A.16)$$

Balance de calor de las utilidades calientes y frías:

$$qcu_i^p = Fh_i^p(th_{i,N_T+1}^p - Th_{out_i}), \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (A.17)$$

$$qhu_j^p = Fc_j^p(Tc_{out_j} - tc_{j,1}^p), \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P \quad (A.18)$$

Restricciones de la mínima aproximación de temperatura:

$$dt_{i,j,k}^p \geq EMAT, \quad \forall i \in I, j \in J, k \in KU\{N_T + 1\}, p = 1, \dots, P \quad (A.19)$$

$$dteu_i^p \geq EMAT, \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (A.20)$$

$$dthu_j^p \geq EMAT, \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P \quad (A.21)$$

Restricciones lógicas:

$$q_{i,j,k}^p \leq \Omega z_{i,j,k}^p, \quad \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.22)$$

$$qcu_i^p \leq \Omega zcu_i^p, \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (A.23)$$

$$qhu_j^p \leq \Omega zhu_j^p, \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P \quad (A.24)$$

$$dt_{i,j,k}^p \leq th_{i,k}^p - tc_{j,k}^p + M_T(1 - z_{i,j,k}^p), \quad \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.25)$$

$$dt_{i,j,k+1}^p \leq th_{i,k+1}^p - tc_{j,k+1}^p + M_T(1 - z_{i,j,k}^p), \quad \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.26)$$

$$dteu_i^p \leq th_{i,N_T+1}^p - T_{out_{cu}} + M_T(1 - zcu_i^p), \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (A.27)$$

$$dthu_j^p \leq Tc_{out_{hu}} - tc_{j,1}^p + M_T(1 - zhu_j^p), \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P \quad (A.28)$$

Restricciones adicionales:

$$Th_{out_i} \leq th_{i,k}^p \leq Th_{in_i}^p, \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (A.29)$$

$$Tc_{in_j}^p \leq tc_{j,k}^p \leq Tc_{out_j}, \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P \quad (A.30)$$

$$0 \leq q_{i,j,k}^p \leq \min[Fh_i(Th_{in_i}^p - Th_{out_i}), Fc_j(Tc_{out_j} - Tc_{in_j}^p)], \\ \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.31)$$

$$0 \leq qcu_i^p \leq Fh_i(Th_{in_i}^p - Th_{out_i}), \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (A.32)$$

$$0 \leq qhu_j^p \leq Fc_j(Tc_{outj} - Tc_{inj}^p), \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P \quad (A.33)$$

$$z_{i,j,k}^d - \sum_{p=1}^P z_{i,j,k}^p \leq 0, \quad \forall i \in I, j \in J, k \in K \quad (A.34)$$

$$zcu_i^d - \sum_{p=1}^P zcu_i^p \leq 0, \quad \forall i \in I \quad (A.35)$$

$$zhu_j^d - \sum_{p=1}^P zhu_j^p \leq 0, \quad \forall j \in J \quad (A.36)$$

$$\sum_{p=1}^P z_{i,j,k}^p - Pz_{i,j,k}^d \leq 0, \quad \forall i \in I, j \in J, k \in K \quad (A.37)$$

$$\sum_{p=1}^P zcu_i^p - Pzcu_i^d \leq 0, \quad \forall i \in I \quad (A.38)$$

$$\sum_{p=1}^P zhu_j^p - Pzhu_j^d \leq 0, \quad \forall j \in J \quad (A.39)$$

A.2. Modelo Aproximado (A2-M)

Nomeclaruta Adicional

Indices

l : puntos grillas

Parámetros

L : número de puntos grillas

$\gamma^{l,p}$: valor de la función (valor de Q) en el punto grilla l y el período p

$\nu^{l,p}$: valor de la función (valor q) en el punto grilla l y el período p

$b^{l,p}$: $(\gamma^{l+1,p} - \gamma^{l,p}) / (\nu^{l+1,p} - \nu^{l,p})$ pendiente de la aproximación para el segmento l y el período p

$a^{l,p}$: $\gamma^{l,p} - b^{l,p}\nu^{l,p}$, valor de la ordenada para la

aproximación en el segmento l y el período p

Variables Positivas

$\hat{Q}_{i,j,k}^p, \hat{Q}_{cu_i}^p, \hat{Q}_{hu_j}^p$: variables de convexificación q , q_{cu} y q_{hu}

$q_{i,j,k}^{l,p}, q_{cu_i}^{l,p}, q_{hu_j}^{l,p}$: porción de la variable q , q_{cu} , y q_{hu} en el intervalo l y el período p

Variables Binarias

$z_{i,j,k}^{l,p}, z_{cu_i}^{l,p}, z_{hu_j}^{l,p}$: selección del intervalo l en el período p

Formulación Convexa MINLP

Se usa el modelo A1-M, con las ecs. A.2-A.4 reemplazadas por:

$$\frac{\exp(\hat{Q}_{i,j,k}^p)}{a_{i,j,k}^{1/\beta_{i,j}}} - \frac{2}{3}U_{i,j}dt_{i,j,k}^{p\frac{1}{2}}dt_{i,j,k+1}^{p\frac{1}{2}} - \frac{1}{6}U_{i,j}dt_{i,j,k}^p - \frac{1}{6}U_{i,j}dt_{i,j,k+1}^p \leq 0, \quad \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.40)$$

$$\frac{\exp(\hat{Q}_{cu_i}^p)}{a_{cu_i}^{1/\beta_{cu_i}}} - \frac{2}{3}U_{cu_i}dt_{cu_i}^{p\frac{1}{2}}dt_{cup_i}^{p\frac{1}{2}} - \frac{1}{6}U_{cu_i}dt_{cu_i}^p - \frac{1}{6}U_{cu_i}dt_{cup_i}^p \leq 0, \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (A.41)$$

$$\frac{\exp(\hat{Q}_{hu_j}^p)}{a_{hu_j}^{1/\beta_{hu_j}}} - \frac{2}{3}U_{hu_j}dth_{u_j}^{p\frac{1}{2}}dth_{up_j}^{p\frac{1}{2}} - \frac{1}{6}U_{hu_j}dth_{u_j}^p - \frac{1}{6}U_{hu_j}dth_{up_j}^p \leq 0, \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P \quad (A.42)$$

donde la función de aproximación lineal por parte que relaciona las variables $q_{i,j,k}^p$ y $\hat{Q}_{i,j,k}^p$ está definida como:

$$\hat{Q}_{i,j,k}^p = \sum_{l=1}^{L-1} (a^{l,p}z_{i,j,k}^{l,p} + b^{l,p}q_{i,j,k}^{l,p}), \quad \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.44)$$

$$q_{i,j,k}^p = \sum_{l=1}^{L-1} q_{i,j,k}^{l,p}, \quad \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.45)$$

$$\gamma^{l,p}z_{i,j,k}^{l,p} \leq q_{i,j,k}^{l,p} \leq \gamma^{l+1,p}z_{i,j,k}^{l,p}, \quad \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P, l = 1, 2, \dots, (L-1) \quad (A.46)$$

$$\sum_{l=1}^{L-1} z_{i,j,k}^{l,p} = 1, \quad \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P \quad (A.47)$$

se definen ecuaciones similares para las utilidades frías ($q_{cu_i}^p / \hat{Q}_{cu_i}^p$) y calientes ($q_{hu_j}^p / \hat{Q}_{hu_j}^p$). Además, para evitar problemas computacionales, se incorporan al modelo A2-M las modificaciones consideradas

A.2. Modelo Aproximado (A2-M)

en el trabajo presentado por [Björk y Westerlund \(2002\)](#). Por un lado, se usa un límite inferior ϵ sobre el rango de cada variable q . Por otro lado, con el objetivo de mantener la factibilidad del problema, se resta este valor ϵ de la función objetivo (ec. A.1), los balances globales de calor para cada corriente (ecs. A.7-A.10), los balances de calor de las utilidades calientes y frías (ecs. A.17-A.18) y las restricciones lógicas (ecs. A.22-A.24). Por ejemplo, la ec. A.7 puede ser escrita como:

$$\sum_{j \in J} \sum_{k \in K} q_{i,j,k}^p + qcu_i^p \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} (z_{i,j,k}^p \epsilon - \epsilon) + (zcu_i^p \epsilon - \epsilon) = Fh_i^p (\text{Th}_{\text{in}_i}^p - \text{Th}_{\text{out}_i}),$$
$$\forall i \in I, p = 1, \dots, P \quad (\text{A.48})$$

A.3. Problema Maestro (A2-MIP)

Nomenclatura Adicional

Indices

r : subproblemas MIP

Parámetros

R : números de subproblemas MIP

$DQ_{i,j,k}^{p,r}$, $DA_{i,j,k}^{p,r}$, $DTH_{i,j,k}^{p,r}$ y $DTC_{i,j,k}^{p,r}$: parámetros de linealización de $\hat{Q}_{i,j,k}^p$, $a_{i,j,k}^p$, $dth_{i,j,k}^p$ y $dte_{i,j,k}^p$, respectivamente, para la ec. A.40 en el r -ésimo problema MIP

$h_{i,j,k}^{p,r}$: constantes del lado derecho para la linealización de la ec. A.40 en el r -ésimo problema MIP

$DQ_{i,j,k}^{p,r}$, $DA_{i,j,k}^{p,r}$, $DTC_{i,j,k}^{p,r}$: parámetros de linealización de $\hat{Q}_{i,j,k}^p$, $a_{i,j,k}^p$ y $dte_{i,j,k}^p$, respectivamente, para la ec. A.41 en el r -ésimo problema MIP

$hc_{i,j,k}^{p,r}$: constantes del lado derecho para la linealización de la ec. A.41 en el r -th MIP problem

$DQH_{i,j,k}^{p,r}$, $DAC_{i,j,k}^{p,r}$, $DTH_{i,j,k}^{p,r}$: parámetros de linealización de $\hat{Q}_{hu,j,p}$, $ahu_{j,p}$ and $dth_{j,p}$, respectivamente, para la ec. A.43 en el r -ésimo problema

MIP

$hh_j^{p,r}$: constantes del lado derecho para la linealización de la ec. A.43 en el r -ésimo problema MIP
 $ze_{i,j,k}^{p,r}$, $zce_i^{p,r}$, y $zhe_j^{p,r}$: soluciones NLP previamente determinadas (z , zcu , y zhu)

$zde_{i,j,k}^r$, $zdce_i^r$, y $zdhe_j^r$: soluciones NLP previamente determinadas (z^d , zcu^d , y zhu^d)

$zle_{i,j,k}^{l,p,r}$, $zcle_i^{l,p,r}$, y $zhle_j^{l,p,r}$: soluciones NLP previamente determinadas ($z^{l,p}$, $zcu^{l,p}$, y $zhu^{l,p}$)

$wk_{i,j,k}^{p,r}$, $wkc_i^{p,r}$, y $wkh_{j,p}^{p,r}$: pesos sobre las variables de holgura

Variables Positivas

$s_{i,j,k}^{p,r}$, $sc_{i,p,r}$, y $sh_{j,p}^{hu}$: variables de holgura para la recta de aproximación de las ecs. A.40, A.41 y A.43, respectivamente, en el r -ésimo problema MIP

Formulación MILP

Función objetivo que debe ser minimizada:

$$\begin{aligned}
 A2_{lb}^{P,L,R} = \min \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} (CF_{i,j} z_{i,j,k}^d + CF_{cui} zcu_i^d + CF_{hu_j} zhu_j^d) + \\
 \alpha + \sum_{r=1}^R \sum_{p=1}^P \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} wk_{i,j,k}^{p,r} s_{i,j,k}^{p,r} + \sum_{r=1}^R \sum_{p=1}^P \sum_{i \in I} wkcu_i^{p,r} sc_i^{p,r} + \\
 \sum_{r=1}^R \sum_{p=1}^P \sum_{j \in J} wkhu_j^{p,r} sh_j^{p,r}
 \end{aligned} \tag{A.49}$$

Sujeto a las ecuaciones A.5-A.33 y incluyendo las siguientes restricciones de linealización para las ecuaciones no lineales del modelo A2-M:

$$\alpha \geq \sum_{p=1}^P \frac{1}{P} \left(\sum_{j \in J} CHU_j qhu_j^p + \sum_{i \in I} CCU_i qcu_i^p \right) + \sum_{i \in I} \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} C_{i,j} a_{i,j,k}^p + \sum_{i \in I} C_{cui} acu_i + \sum_{j \in J} C_{hu_j} ahu_j \tag{A.50}$$

$$\begin{aligned}
 DQ_{i,j,k}^{p,r} \hat{Q}_{i,j,k}^p + DA_{i,j,k}^{p,r} a_{i,j,k}^p + DTH_{i,j,k}^{p,r} dth_{i,j,k}^p + DTC_{i,j,k}^{p,r} dte_{i,j,k}^p + h_{i,j,k}^{p,r} \leq s_{i,j,k}^{p,r}, \\
 \forall i \in I, j \in J, k \in K, p = 1, \dots, P, r = 1, \dots, R
 \end{aligned} \tag{A.51}$$

$$DQc_i^{p,r} \hat{Q}cu_i^p + DAc_i^{p,r} acu_i^p + DTCu_i^{p,r} dtcu_i^p + hc_i^{p,r} \leq sc_{i,p,r}, \quad \forall i \in I, p = 1, \dots, P, r = 1, \dots, R \quad (A.52)$$

$$DQh_j^{p,r} \hat{Q}hu_j^p + DAh_j^{p,r} ah_u_j^p + DTHu_j^{p,r} dth_u_j^p + hh_j^{p,r} \leq sh_{j,p,r}, \quad \forall j \in J, p = 1, \dots, P, r = 1, \dots, R \quad (A.53)$$

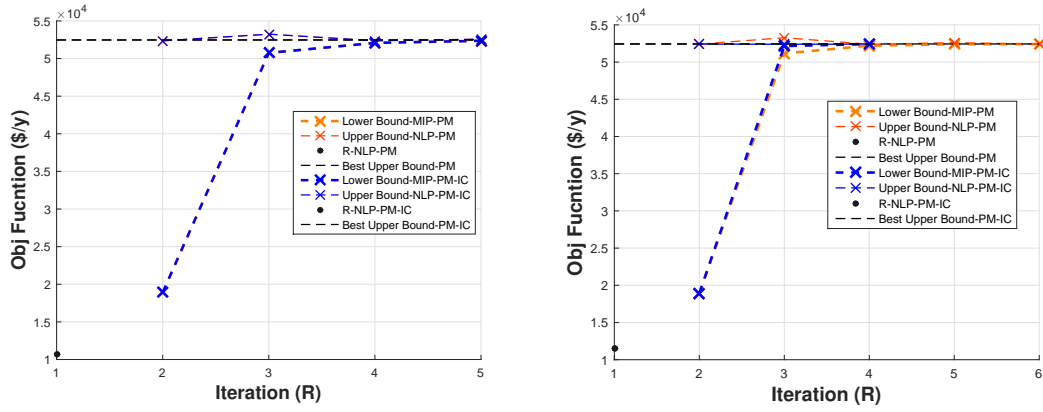
Finalmente, el siguiente conjunto de cortes enteros, que eliminan las soluciones NLP previamente determinadas $(\mathbf{y}^R, \mathbf{y}_p^R, \mathbf{w}_p^R)^{P,L}$, son considerados $\forall r = 1, \dots, R - 1$:

$$\begin{aligned} & \sum_{\substack{i \in I, j \in J, \\ k \in K}} (2zde_{i,j,k}^r - 1) z_{i,j,k}^d + \sum_{i \in I} (2zcude_i^r - 1) zcu_i^d + \sum_{j \in J} (2zhude_j^r - 1) zhu_j^d + \\ & \sum_{p=1}^P \sum_{\substack{i \in I, j \in J, \\ k \in K}} (2ze_{i,j,k}^{p,r} - 1) z_{i,j,k}^p + \sum_{p=1}^P \sum_{i \in I} (2zcue_i^{p,r} - 1) zcu_i^p + \sum_{p=1}^P \sum_{j \in J} (2zhue_j^{p,r} - 1) zhu_j^p + \\ & \sum_{p=1}^P \sum_{l=1}^{L-1} \sum_{\substack{i \in I, j \in J, \\ k \in K}} (2zle_{i,j,k}^{l,p,r} - 1) z_{i,j,k}^{l,p} + \sum_{p=1}^P \sum_{l=1}^{L-1} \sum_{i \in I} (2zcle_i^{l,p,r} - 1) zcl_i^{l,p} + \\ & \sum_{p=1}^P \sum_{l=1}^{L-1} \sum_{j \in J} (2zhle_j^{l,p,r} - 1) zh_{l,j}^{l,p} \leq \left(\sum_{\substack{i \in I, j \in J, \\ k \in K}} zde_{i,j,k}^r + \sum_{i \in I} zcude_i^r + \sum_{j \in J} zhude_j^r + \right. \\ & \sum_{p=1}^P \sum_{\substack{i \in I, j \in J, \\ k \in K}} ze_{i,j,k}^{p,r} + \sum_{p=1}^P \sum_{i \in I} zcue_i^{p,r} + \sum_{p=1}^P \sum_{j \in J} zhue_j^{p,r} + \\ & \sum_{p=1}^P \sum_{l=1}^{L-1} \sum_{\substack{i \in I, j \in J, \\ k \in K}} zle_{i,j,k}^{l,p,r} + \sum_{p=1}^P \sum_{l=1}^{L-1} \sum_{i \in I} zcle_i^{l,p,r} + \\ & \left. \sum_{p=1}^P \sum_{l=1}^{L-1} \sum_{j \in J} zhle_j^{l,p,r} \right) - 1 \end{aligned} \quad (A.54)$$

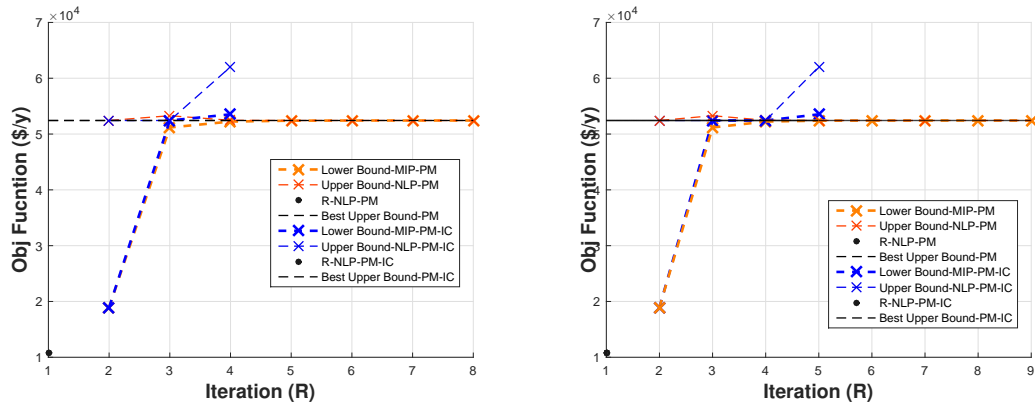
A.4. Análisis de los Cortes Enteros en la Metodología Propuesta

La integración entre la metodología propuesta y los cortes enteros mencionados en el Capítulo 3 es una línea de investigación a futuro que se informará en futuras publicaciones. A pesar de esto, a continuación mostraremos algunos resultados preliminares. La idea principal de la modificación es incorporar cortes dentro de la estrategia de OA que permitan recortar soluciones previamente encontradas cuyo funcional objetivo es mayor al mejor límite superior ($A1_{ub}^{P,*}$). Es decir, a medida que se resuelve la estrategia de OA, se comparará el valor del funcional objetivo del problema A2-NLP ($A2_{ub}^{P,L,R}$) con el mejor límite superior de la estrategia de optimización ($A1_{ub}^{P,*}$). De esta manera, dado que la solución del problema A2-NLP es una relajación del problema original, si $A2_{ub}^{P,L,R} > A1_{ub}^{P,*}$ es posible eliminar en futuras iteraciones la solución obtenida por el A2-NLP. La hipótesis principal de esta propuesta es reducir el número de iteraciones redundantes que evalúa la estrategia propuesta y lograr disminuir los tiempos de cómputo.

A continuación analizaremos brevemente los resultados obtenidos hasta el momento para uno de los ejemplos. El ejemplo 1, caso A, período 1 se usa para este propósito. Para mostrar las mejoras obtenidas por el método propuesto con cortes enteros (PM-IC) en comparación con el método original propuesto (PM), se presentan diferentes iteraciones de la estrategia de aproximación externa (OA) en la Fig. A.1. Ambos métodos devuelven las mismas soluciones hasta la iteración $L = 6$. En esta iteración, aparece la primera solución entera que se cortará en futuras iteraciones. El primer corte entero en la iteración $L = 6$ es la solución dada por la estrategia OA en $R = 3$ (Fig. A.1(a)). Esta solución excede el valor objetivo del problema original obtenido hasta esta iteración (mejor límite superior). Por lo tanto, en la siguientes iteraciones ($L > 6$) se incorpora un corte entero que elimina esta solución. Como se observa



(a) Soluciones de la MP y la EP-CE - Iteración $L = 6$. (b) Soluciones de la MP y la EP-CE - Iteración $L = 7$.



(c) Soluciones de la MP y la EP-CE - Iteración $L = 10$. (d) Soluciones de la MP y la EP-CE - Iteración $L = 12$.

Figura A.1: Soluciones de la Estrategia de Outer-Approximation para el Método Propuesto (MP) con y sin Cortes Enteros (CE) – Ejemplo 1 – Caso A – Período 1.

en la iteración 7 (Fig. A.1(b)), el método PM-IC requiere un número menor de subproblemas MIP y NLP que el PM original. Un comportamiento similar ocurre en las iteraciones restantes, por ejemplo, en las iteraciones $L = 10$ y $L = 12$, que se muestran en la Fig. A.1(c) y A.1(d), respectivamente. Al analizar los límites inferiores en cada iteración L , se puede observar que los valores obtenidos por el enfoque PM-IC son más altos que los valores encontrados por la estrategia original de PM.

Finalmente, en la Tabla A.1 se presentan los tiempos de cálculo y el número de modelos MIP/NLP resueltos por cada método. En esta tabla, se pueden observar las mejoras obtenidas al incorporar cortes enteros al método propuesto. El método PM-IC da una reducción del 24 % y 40 % en el número de iteraciones y el tiempo de computación total requerido, respectivamente, en comparación con el enfoque original de PM. Es importante tener en cuenta que estos resultados son preliminares, estando el método PM-IC en desarrollo.

Cuadro A.1: Comparación entre el Método Propuesto (MP) y el Método Propuesto con Cortes Enteros (MP-CE)

	Number of MIP/NLP solved	Total time (s)
PM	71	17.66
PM-IC	54	10.72
Improvements (%)	23.94	39.67

A.5. Soluciones Finales

A.5.1. Problema 1

Caso A

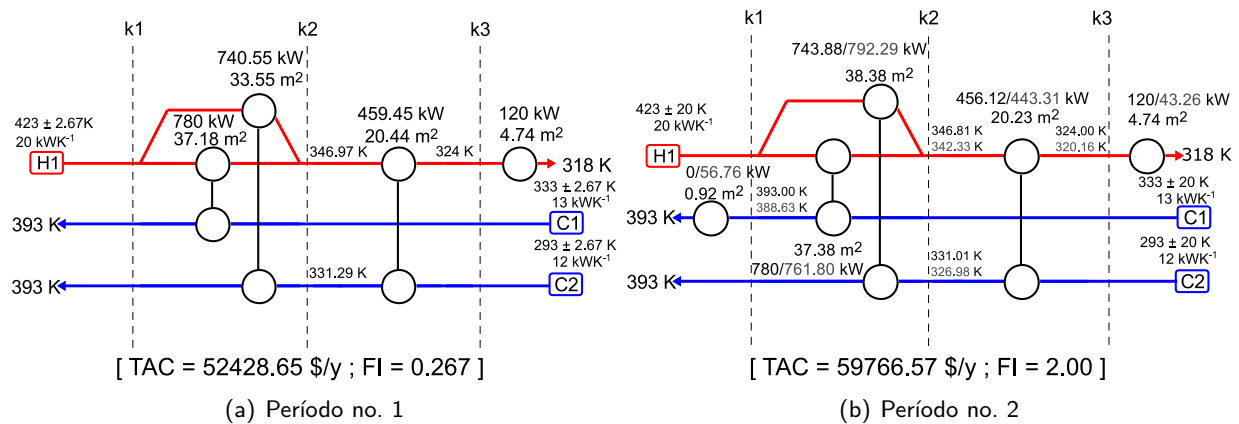


Figura A.2: Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 1 – Caso A.

Caso B

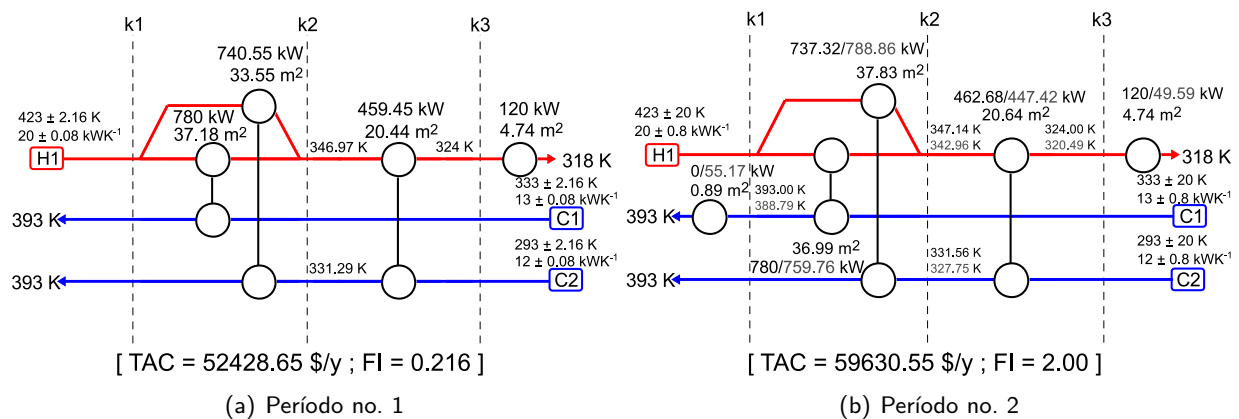


Figura A.3: Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 1 – Caso B.

A.5.2. Problema 2

Caso A

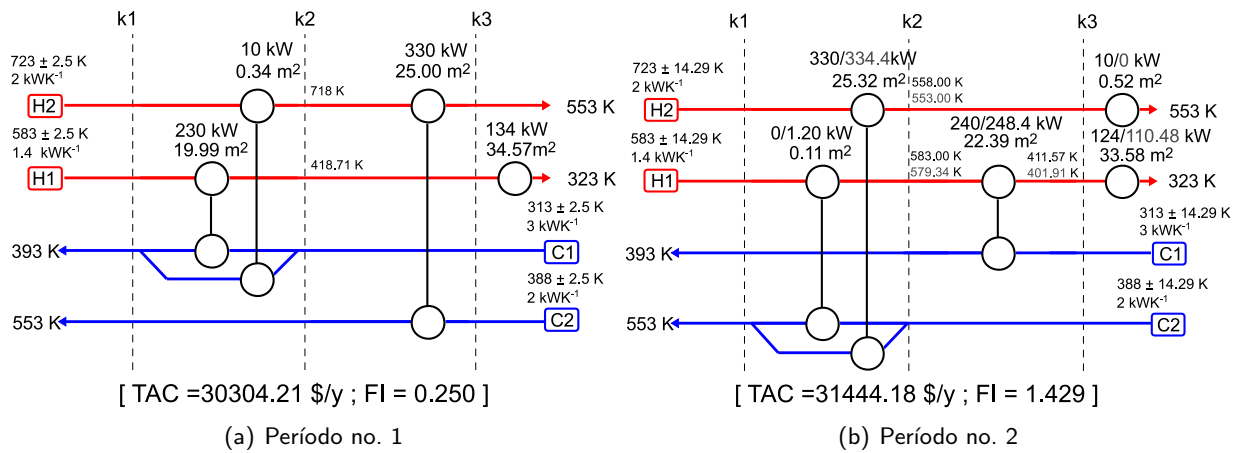


Figura A.4: Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 2 – Caso A.

Caso B

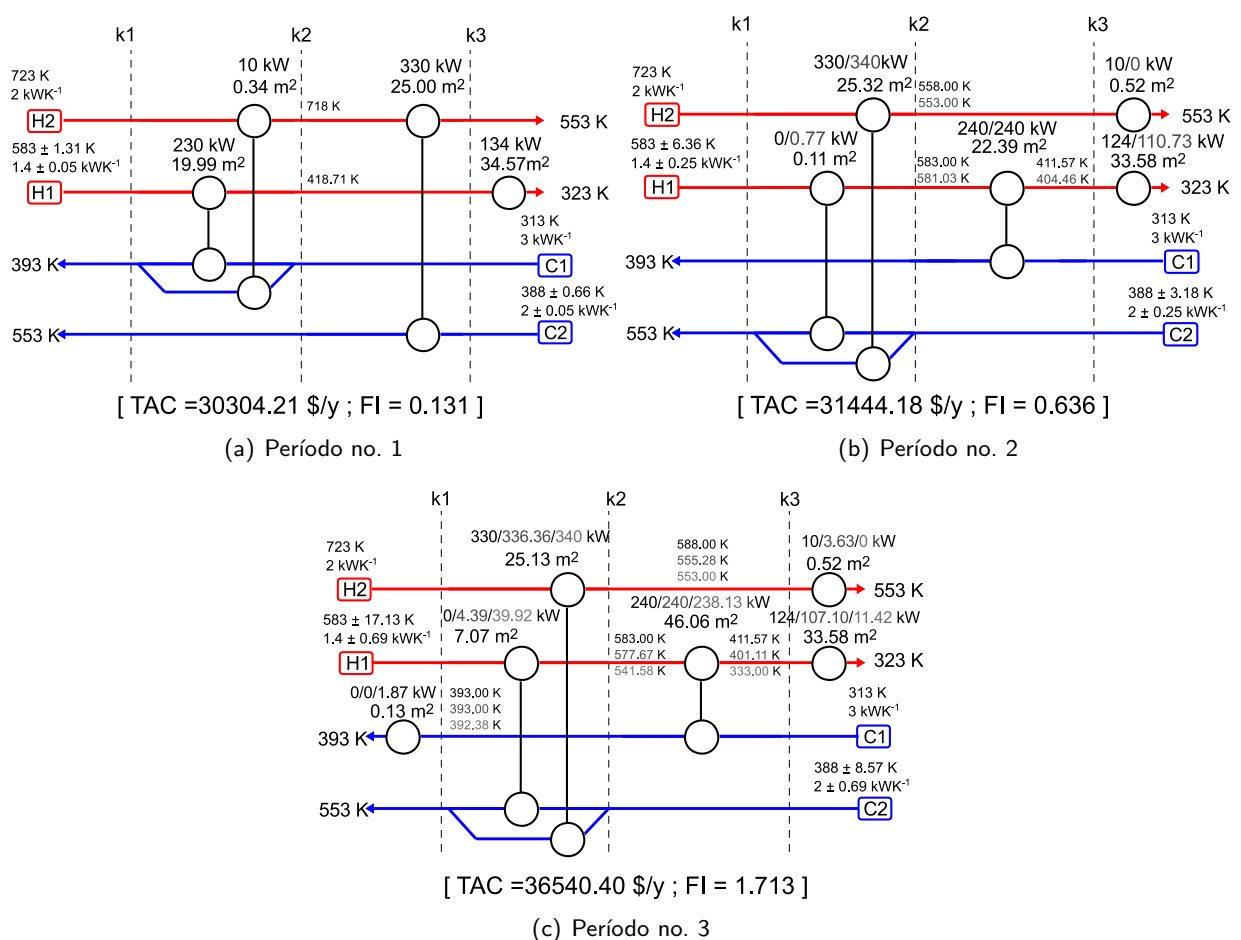


Figura A.5: Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 2 – Caso B.

A.5.3. Problema 3

Caso A

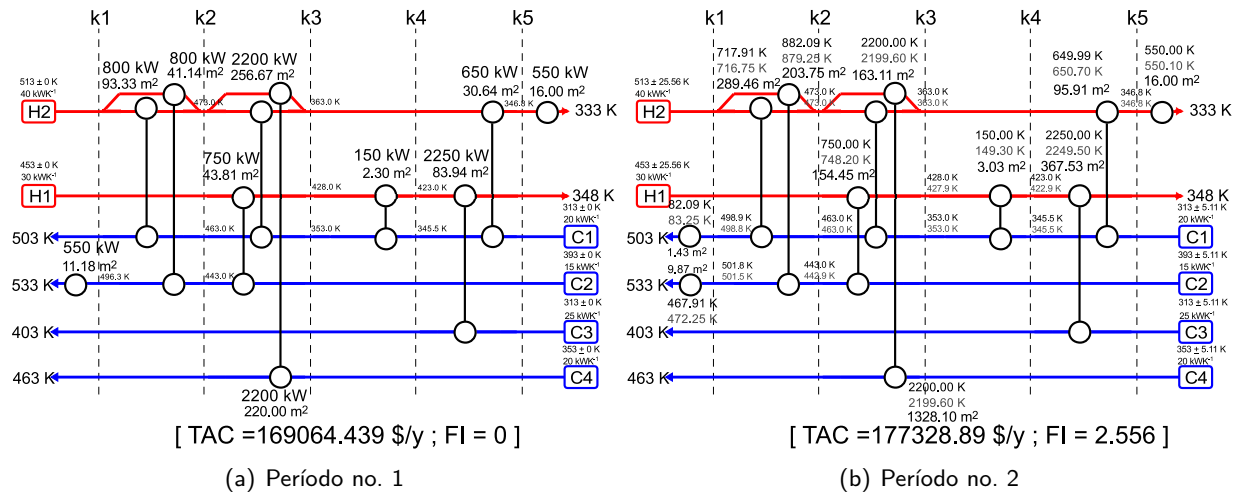


Figura A.6: Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 3 – Caso A.

Caso B

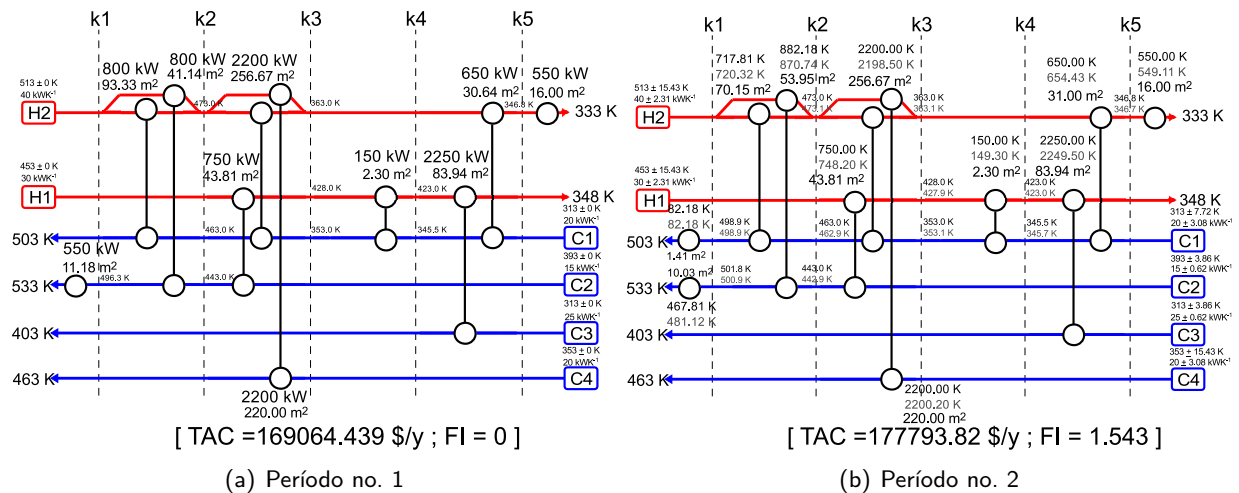


Figura A.7: Estructura Óptima de RIC para el Ejemplo 3 – Caso B.

Diseño de Estructuras de Control Multivariables - Formulación MIQP

B.1. Modelos Dinámicos Lineales para la Implementación del MPC

Considerando el Proceso TE, la Tabla 4.5 define las variables de entrada (u_l) y salida (y_i) del modelo lineal que debe ser identificado. Para los casos de las estructuras de control sparse y full, se obtuvieron modelos lineales de espacio de estados utilizando la herramienta de análisis lineal de Simulink. Para el caso del control full, el modelo identificado no requirió ningún tipo de preprocesamiento y se utilizó la herramienta MPC de Matlab para desarrollar el controlador. En el caso del control sparse, el modelo de espacio de estado inicial fue transformado en una MFT mediante la aproximación de cada componente (i, l) -ésima de dicho modelo (i.e., entre la salida i y la entrada l) con una sistema de primer orden (usando para este caso la función `balred` de Matlab). El modelo final en su forma de MFT se calcula seleccionando los componentes adecuados dados por \mathbf{z}^n presentado en la Tabla 4.5. De esta manera se convirtió el modelo en MFT en una representación de espacio de estados capaz de ser utilizada en la toolbox MPC de Matlab. Un procedimiento similar se llevo a cabo para el caso de estudio WWTP basado en las estructuras de control presentadas en la Tabla 4.10.

B.2. MIQP en Forma Escalar

La formulación MIQP presentada en la ec. 4.12 se representa en forma escalar en la ec. B.1, donde los parámetros y las variables, ya sean vectores o matrices, tienen la siguiente características:

- parámetros: $\mathbf{G} = [g_{k,l}]$ and $\mathbf{D} = [d_{k,j}]$,
- variables binarias: $\mathbf{z}^I = [z_l^I]$, $\mathbf{z}^O = [z_k^O]$, $\mathbf{z}^n = [z_{k,l}^n]$, and $\mathbf{z}^{nd} = [z_{k,l}^{nd}]$,
- variables reales (continuas): $\mathbf{u}_i^c = [u_{l,i}^c]$, $\mathbf{u}_j^d = [u_{l,j}^d]$, $\mathbf{u}_i^{nc} = [u_{i,k,l}^{nc}]$, $\mathbf{u}_j^{nd} = [u_{j,k,l}^{nd}]$, $\mathbf{y}_i^c = [y_{i,k}^c]$, $\mathbf{y}_j^d = [y_{j,k}^d]$, $\mathbf{y}_i^{nc} = [y_{i,k}^{nc}]$, $\mathbf{y}_j^{nd} = [y_{j,k}^{nd}]$, and $\mathbf{y}^r = [y_{i,l}^r]$,

con $i = 1, \dots, m$, $k = 1, \dots, m$, $l = 1, \dots, n$ y $j = 1, \dots, p$. Por otro lado, $\phi_{k,i}$ representa la (k, i) -ésima entrada de la matriz identidad \mathbf{I}_m .

$$\min_{\mathbf{u}, \mathbf{y}, \mathbf{z}} \sum_{i=1}^m \sum_{k=1}^m (y_{i,k}^c)^2 + \sum_{j=1}^p \sum_{k=1}^m (y_{j,k}^d)^2 + \sum_{i=1}^m \sum_{k=1}^m (y_{i,k}^{nc})^2 + \sum_{j=1}^p \sum_{k=1}^m (y_{j,k}^{nd})^2 \quad (\text{B.1a})$$

$$\text{subject to} \quad -M(1 - z_k^O) \leq \sum_{l=1}^n g_{k,l} u_{l,i}^c - \phi_{k,i} \leq M(1 - z_k^O), \quad \forall i, k \quad (\text{B.1b})$$

$$-M(1 - z_k^O) \leq \sum_{l=1}^n g_{k,l} u_{l,j}^d + d_{k,j} \leq M(1 - z_k^O), \quad \forall j, k \quad (\text{B.1c})$$

$$-Mz_i^O \leq u_{l,i}^c \leq Mz_i^O, \quad \forall i, l \quad (\text{B.1d})$$

$$-Mz_l^I \leq u_{l,i}^c \leq Mz_l^I, \quad \forall i, l \quad (\text{B.1e})$$

$$-Mz_l^I \leq u_{l,j}^d \leq Mz_l^I, \quad \forall j, l \quad (\text{B.1f})$$

$$y_{i,k}^c - \sum_{l=1}^n g_{k,l} u_{l,i}^c + \phi_{k,i} z_k^O = 0, \quad \forall i, k \quad (\text{B.1g})$$

$$y_{j,k}^d - \sum_{l=1}^n g_{k,l} u_{l,j}^d - d_{k,j} = 0, \quad \forall j, k \quad (\text{B.1h})$$

$$\sum_{i=1}^m z_i^O = \sum_{l=1}^n z_l^I \quad (\text{B.1i})$$

$$\sum_{j=1}^p z_j^O \leq q, \quad (\text{B.1j})$$

$$-M(1 - z_{k,l}^n) \leq u_{i,k,l}^{nc} - u_{l,i}^c \leq M(1 - z_{k,l}^n), \quad \forall i, k, l \quad (\text{B.1k})$$

$$-M(1 - z_{k,l}^n) \leq u_{j,k,l}^{nd} - u_{l,j}^d \leq M(1 - z_{k,l}^n), \quad \forall j, k, l \quad (\text{B.1l})$$

$$-Mz_{k,l}^n \leq u_{i,k,l}^{nc} \leq Mz_{k,l}^n, \quad \forall i, k, l \quad (\text{B.1m})$$

$$-Mz_{k,l}^n \leq u_{j,k,l}^{nd} \leq Mz_{k,l}^n, \quad \forall j, k, l \quad (\text{B.1n})$$

$$y_{i,k}^{nc} + \sum_{l=1}^n g_{k,l} u_{i,k,l}^{nc} - \phi_{k,i} z_k^O = 0, \quad \forall i, k \quad (\text{B.1ñ})$$

$$y_{j,k}^{nd} + \sum_{l=1}^n g_{k,l} u_{j,k,l}^{nd} = 0, \quad \forall j, k \quad (\text{B.1o})$$

$$z_{k,l}^n \leq z_l^I, \quad z_{k,l}^n \leq z_k^O, \quad \forall k, l \quad (\text{B.1p})$$

$$z_l^I \leq \sum_{k=1}^m z_{k,l}^n, \quad \forall l, \quad z_k^O \leq \sum_{l=1}^n z_{k,l}^n, \quad \forall k \quad (\text{B.1q})$$

$$z_l^I = \sum_{k=1}^m z_{k,l}^{nd}, \quad \forall l, \quad z_k^O = \sum_{l=1}^n z_{k,l}^{nd}, \quad \forall k \quad (\text{B.1r})$$

$$z_{k,l}^{nd} \leq z_{k,l}^n, \quad \forall k, l \quad (\text{B.1s})$$

$$-M(1 - z_{i,l}^{nd}) \leq y_{i,l}^r - g_{i,l} u_{l,i}^c \leq M(1 - z_{i,l}^{nd}), \quad \forall i, l \quad (\text{B.1t})$$

$$\delta_1 z_{i,l}^{nd} \leq y_{i,l}^r \leq \delta_2 z_{i,l}^{nd}, \quad \forall i, l \quad (\text{B.1u})$$

$$\sum_{i=1}^m (z_i^O - y_{i,i}^{nc}) \geq \delta \quad (\text{B.1v})$$

Diseño de ECM Aplicado a RIC

C.1. Modelo de Propagación de Perturbaciones en RIC

En esta sección se mostrará como se obtienen las matrices de transformación \mathbf{V}_1 , \mathbf{V}_2 , \mathbf{V}_3 y \mathbf{V}_4 para una estructura de red de intercambio calórico dada. Para definir estas matrices, primero es necesario definir la matriz estructural llamada \mathbf{S} de dimensión $(2N_e - N_{\text{split}}) \times 2N_e$. Esta matriz puede descomponerse en dos submatrices \mathbf{S}_1 y \mathbf{S}_2 de dimensiones $(N_s \times 2N_e)$ y $(N_m \times 2N_e)$, respectivamente. Estas nuevas submatrices se construyen de la siguiente manera:

- *Construcción de la submatrices \mathbf{S}_1 .* Las filas de la submatrices \mathbf{S}_1 se corresponden con cada corriente caliente y fría de la red. Por otro lado las columnas se dividen en N_e pares que reflejan la entrada y la salida de un intercambiador. Cada par de esta columna asociada a una corriente puede tomar el valor entre 0 o 1 estableciendo si las corrientes atraviesan o no el intercambiador. En este sentido, el valor de 0 representa que no atraviesa el intercambiador y el valor de 1 que toda la corriente pasa a través del mismo. La tercera posibilidad es que exista un valor diferente de 0 y 1. Esto último se utiliza para representar la posibilidad de que una corriente se divida en varias ramas, entre en diferentes intercambiadores y se mezcle a la salida de los mismo. Es por ello que en dicha posición se coloca la relación de división para la corriente en la columna asociada al intercambiador.
- *Construcción de la submatrices \mathbf{S}_2 .* En cada fila de la columna de la submatrices \mathbf{S}_2 se coloca las corrientes intermedias entre dos intercambiadores adyacentes. La definición de las columnas de \mathbf{S}_2 es similar al de la matriz \mathbf{S}_1 . Cada elemento de \mathbf{S}_2 representa una de los tres modos de conexión de una corrientes intermedias con un intercambiador. Las tres posibilidades están designadas con $[1]$, $\{1\}$ o 0, en donde, $[1]$ y $\{1\}$ indican que la corriente intermedia ingresa o sale, respectivamente, del al intercambiador y 0 si la corriente intermedia no está relacionada con el intercambiador.
- *Derivación \mathbf{V}_1 .* La matriz \mathbf{V}_1 tiene la misma dimensión que la matriz \mathbf{S} $((2N_e - N_{\text{split}}) \times 2N_e)$. Cada j -ésima columna en \mathbf{V}_1 se genera a partir de la misma columna en la matriz \mathbf{S} . Si algún elemento $s_{k,j}$ en el rango $N_s \leq k \leq (2N_e - N_{\text{split}})$ es $\{1\}$, entonces se fija $v_{1k,j}$ igual a 1 y todos los elementos $v_{1i,j}$ definidos para $i \neq k$ y $1 \leq i \leq (2N_e - N_{\text{split}})$ se igualan a 0. Si algún elemento $s_{k,j}$ es $[1]$, entonces se fija $v_{1k,j}$ igual a 0 y todos los elementos $v_{1i,j}$ con $i \neq k$ y $1 \leq i \leq (2N_e - N_{\text{split}})$ se igualan a $s_{i,j}$. Si la j -ésima columna no presenta ningún elemento $\{1\}$ o $[1]$ entonces se establece $v_{1i,j}$ igual a $s_{i,j}$ para $1 \leq i \leq (2N_e - N_{\text{split}})$.
- *Derivación \mathbf{V}_2 .* La matriz \mathbf{V}_2 tiene dimensión $(2N_e \times (2N_e - N_{\text{split}}))$. Cada fila de \mathbf{V}_2 se genera a partir de la misma fila en la matriz \mathbf{S} . Si algún elemento $s_{k,j}$ en el rango $N_s \leq k \leq (2N_e - N_{\text{split}})$ es $\{1\}$, entonces se fija $v_{2j,k}$ igual a 0 y todos los elementos de la j -ésima fila de \mathbf{V}_2 toman el

valor de 0 o 1. $v_{2j,i}$ toma el valor de 1 si $s_{i,j}$ es mayor que 0, o toma el valor de 0 si $s_{i,j}$ es igual a 0 ($i \neq k$). Si algún elemento $s_{k,j}$ en el rango $N_s \leq k \leq (2N_e - N_{\text{split}})$ es [1], entonces toda la j -ésima fila de v_2 es cero salvo el elemento $v_{2j,k}$ que toma el valor de 1. Finalmente, si la j -ésima columna de \mathbf{S} no contiene ni {1} ni [1] entonces se establece $v_{2i,j}$ igual a 0 si $s_{i,j}$ es igual a 0, o igual a 1 si $s_{i,j}$ es mayor que 0.

- **Derivación \mathbf{V}_3 .** La matriz tiene \mathbf{V}_3 dimensión $(2N_e \times N_s)$. Si la j -ésima columna de la matriz \mathbf{S} contiene al menos un {1} o [1] entonces se establece que $v_{3j,i}$ es igual a $s_{i,j}$ para $i = 1, 2, \dots, N_s$. Si la j -ésima columna de la matriz \mathbf{S} contiene tanto un {1} en la l -ésima fila como un [1] en la m -ésima fila, entonces la j -ésima fila de \mathbf{V}_3 se puede determinar de dos maneras. En la l -ésima fila, si $s_{l,k}$ es [1] y la k -ésima columna contiene sólo un [1] y no un {1}, o en la m -ésima fila, si $s_{m,k}$ es {1} y la k -ésima columna contiene sólo un {1} y no un [1]. De esta manera se fija $v_{3j,i}$ igual a $s_{i,k}$ ($1 \leq i \leq N_s; N_s \leq k \leq (2N_e - N_{\text{split}})$).
- **Derivación \mathbf{V}_4 .** La matriz \mathbf{V}_4 se determina mediante los bypass seleccionados en la RIC. Matemáticamente podemos establecer la siguiente relación:

$$\delta \underline{\mu} = \mathbf{V}_4 \delta \underline{\mu}', \quad (\text{C.1})$$

Siendo $\underline{\mu}$ todos los $2N_e$ bypass que pueden seleccionarse para controlar la RIC. Mientras que $\underline{\mu}'$ son los bypasses seleccionados.

C.2. Ganancias Normalizadas de Estado Estacionario

A continuación se detallan las ganancias del modelo normalizado en estado estacionario obtenidas para cada configuración y utilizando el modelo presentado en la Sec. 5.4.5.

C.2.1. HEN01

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} 2.354 & 2.475 & 0.171 & 0.077 & -4.125 & -4.273 & 1.548 & 0.681 & -186.038 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 4.425 & 4.583 & 0.3472 & 0.153 & 0 & -277.412 & 0 & -277.412 & 0 \\ -2.119 & -2.228 & 0.856 & 0.383 & -1.155 & -1.196 & 0.099 & 0.044 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -0.404 & -0.181 & 0 & 0 & -0.750 & -0.330 & 0 & 0 & 59.849 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{D} = \begin{bmatrix} 0.075 & 0.158 & 0.071 & 0.696 & 215.849 & 10.892 & -13.484 & -1.606 \\ 0 & 0.028 & 0.833 & 0.139 & 0 & 156.151 & -9.625 & -0.321 \\ 0.377 & 0.178 & 0.019 & 0.425 & 10.856 & 4.024 & -9.556 & -2.503 \\ 0.182 & 0.300 & 0 & 0.518 & 2.357 & 3.579 & 0 & -75.254 \end{bmatrix}$$

C.2.2. HEN02

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} 6.448 & 2.273 & 4.545 & 2.648 & -4.390 & -4.583 & 1.736 & 1.319 & -186.038 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 4.390 & 4.583 & 0.347 & 0.264 & 0 & -277.412 & 0 \\ -3.224 & -1.136 & 0 & 0 & -2.634 & -2.750 & 1.042 & 0.792 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -1.727 & -1.006 & 0 & 0 & -1.583 & -1.203 & 0 & 0 & 59.849 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{D} = \begin{bmatrix} 0.182 & 0.139 & 0.0758 & 1.604 & 229.147 & 11.525 & -14.079 & -6.758 \\ 0 & 0.028 & 0.833 & 0.139 & 0 & 156.151 & -9.625 & -0.321 \\ 0.455 & 0.083 & 0.0454 & 0.416 & 6.316 & 7.683 & -15.219 & -1.511 \\ 0.345 & 0.633 & 0 & 1.021 & 10.308 & 7.557 & 0 & -89.669 \end{bmatrix}$$

C.3. Ganancias Normalizadas de Estado Estacionario de la RIC del SPE

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix}
 0.066 & 0.363 & 0.791 & 1.117 & 0.857 & 0.896 & -0.672 & -0.080 & -1.280 & -0.120 & 0.013 & 0.043 & 0.056 & 0.056 & 0.000 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 21.298 & 2.323 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & -0.334 & -0.334 & 0.000 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.015 & 0.052 & 0.083 & 0.083 & 6.976 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.412 \\
 0.110 & 0.638 & -0.127 & -0.178 & 1.463 & 1.541 & -1.237 & -0.136 & 1.924 & 0.164 & 0.006 & 0.018 & -0.027 & -0.027 & 0.000 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.016 & 0.055 & 0.088 & 0.088 & 7.158 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.003 & 0.011 & 0.018 & 0.018 & -0.056 \\
 0.007 & 0.037 & -0.007 & -0.011 & 0.084 & 0.088 & -0.074 & -0.008 & -0.146 & -0.013 & 0.002 & 0.005 & 0.007 & 0.007 & 0.000 \\
 -0.415 & -2.439 & -0.167 & -0.234 & 0.211 & 0.220 & -0.184 & -0.021 & -0.368 & -0.032 & 0.003 & 0.011 & 0.015 & 0.015 & 0.000 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & -3.642 & -13.048 & 0.000 & 0.000 & 0.000 \\
 0.136 & 0.784 & -0.156 & -0.218 & -1.242 & -1.312 & -1.154 & -0.126 & -0.343 & -0.029 & 0.003 & 0.010 & -0.015 & -0.015 & 0.000
 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{D} = \begin{bmatrix}
 1.024 & 0.359 & 0.122 & 0.060 & 0.015 & 0.001 & 0.368 & 0.385 & 0.016 & -0.514 & 0.000 & -0.003 & 0.037 & -0.138 \\
 0.000 & 0.000 & 0.351 & 0.757 & 0.247 & 0.024 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.428 & -0.369 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.285 & 0.867 & 0.000 & 0.000 & 0.198 & -0.302 & 0.000 & -0.004 & 0.016 & -0.002 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.018 & 0.101 & 0.000 & 0.000 & 0.062 & -0.035 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 \\
 0.162 & 0.021 & 0.337 & 0.171 & 0.043 & 0.004 & 1.306 & 0.478 & 0.007 & -0.511 & 0.000 & -0.001 & 0.081 & -0.834 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.294 & 0.665 & 0.000 & 0.000 & 0.182 & -0.433 & 0.000 & -0.004 & 0.016 & -0.002 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.051 & 0.042 & 0.000 & 0.000 & 0.003 & -0.031 & 0.000 & -0.001 & 0.003 & 0.000 \\
 0.004 & 0.000 & 0.012 & 0.006 & 0.001 & 0.000 & 1.311 & 2.646 & 0.002 & -0.066 & 0.000 & 0.000 & 0.004 & -0.017 \\
 0.101 & 0.013 & 0.029 & 0.015 & 0.004 & 0.000 & 0.923 & 0.110 & 0.005 & -0.481 & 0.000 & -0.001 & 0.010 & -0.045 \\
 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 1.582 & 0.233 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.000 & 0.039 & -1.230 & 0.000 & 0.000 \\
 0.093 & 0.012 & 0.193 & 0.098 & 0.025 & 0.002 & 0.749 & 0.274 & 0.004 & -0.293 & 0.000 & -0.001 & 0.046 & -0.478
 \end{bmatrix}$$

APÉNDICE D

Integración Secuencial entre la Síntesis Óptima de una RIC Flexible y el Diseño de la ECM

D.1. Datos Relacionados con los Casos de Estudio

Cuadro D.1: Datos Ejemplo 4

Corrientes	$T_{in} \pm \Delta\theta$ [K]	T_{out} [K]	Coef. de trans- ferencia de Calor [kW K ⁻¹ m ⁻²]	$F_{in} \pm \Delta\theta$ [kW K ⁻¹]
Caso A				
Hot 1	453 ± 10	348	0.15	30
Hot 2	513 ± 10	333	0.1	40
Cold 1	313 ± 10	503	0.2	35
Cold 2	393 ± 10	573	0.1	20
Hu	473	473	1	
Cu	278	288	1	
Caso B				
Hot 1	453 ± 10	348	0.15	30 ± 12
Hot 2	513 ± 10	333	0.1	40 ± 16
Cold 1	313 ± 5	503	0.2	25 ± 14
Cold 2	393 ± 5	573	0.1	20 ± 8
Hu	473	473	1	
Cu	278	288	1	

Costo del intercambiador de calor [$\$y^{-1}$] = $15000 + 30 \times \text{área}^{0.8}$,

Costo de la utilidad [$\$y^{-1}$] = $15000 + 60 \times \text{área}^{0.8}$,

Costo de enfriamiento [$\$kW^{-1}y^{-1}$] = 10, Costo de calentamiento [$\$kW^{-1}y^{-1}$] = 110.

Caso A, sol. optima período 1: 439513.97 $\$y^{-1}$, IF: 0.00; período 2: 454870.64 $\$y^{-1}$, IF: 2.5.

Caso B, sol. optima período 1: 439513.97 $\$y^{-1}$, IF: 0.00; período 2: 454867.18 $\$y^{-1}$, IF: 3.33.

Cuadro D.2: Datos Ejemplo 5

Corrientes	$T_{in} \pm \Delta\theta$ [K]	T_{out} [K]	Coef. de trans- ferencia de Calor [kW K ⁻¹ m ⁻²]	$F_{in} \pm \Delta\theta$ [kW K ⁻¹]
Caso A				
Hot 1	650 ± 10	370	1	10
Hot 2	590 ± 10	370	1	20
Cold 1	410 ± 2	650	1	15
Cold 2	350 ± 2	500	1	13
Hu	680	680	5	
Cu	300	320	1	
Caso B				
Hot 1	650 ± 10	370	1	10 ± 15
Hot 2	590 ± 10	370	1	10 ± 30
Cold 1	410 ± 5	650	1	15 ± 30
Cold 2	350 ± 5	500	1	13 ± 26
Hu	680	680	5	
Cu	300	320	1	

Costo del intercambiador de calor [$\$/y^{-1}$] = $1000 + 380 \times \text{área}$,
 Costo de la utilidad [$\$/y^{-1}$] = $1000 + 380 \times \text{área}$,
 Costo de enfriamiento [$\$/kW^{-1}y^{-1}$] = 15, Costo de calentamiento [$\$/kW^{-1}y^{-1}$] = 85.
 Caso A, sol. óptima período 1: 199700.13 $\$/y^{-1}$, IF: 8.
 Caso B, sol. óptima período 1: 199700.13 $\$/y^{-1}$, IF: 3.13.

D.2. Soluciones Obtenidas

A continuación se presentan las soluciones finales de las RIC flexibles óptimas y sus estructuras de control óptimas para cada uno de los ejemplos estudiados en el Cap. 6. Notar que por una cuestión de espacio, en todos los ejemplos, se representan los lazos de control correspondientes con la EC1. Mientras que para las otras estructuras de control sólo se representan las variables manipuladas extras, necesarias para operar la RIC. Las mimas están representadas con las válvulas correspondientes con los bypass y las utilidades. Para obtener las estructuras no representadas es necesario observar las Tabs. 6.1-6.5.

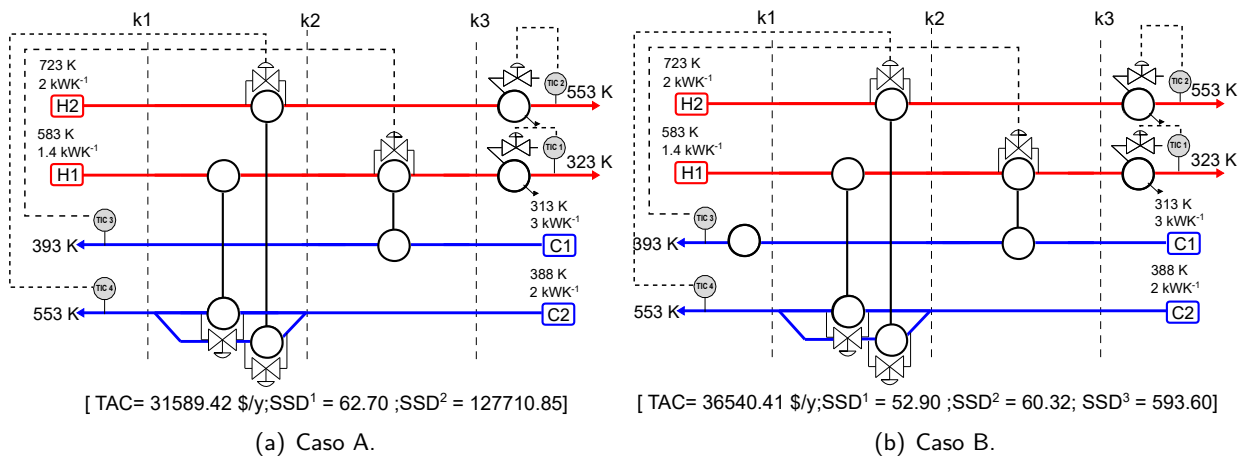


Figura D.1: RIC Final Óptima y Flexible con Estructura de Control Óptima – Ejemplo 1.

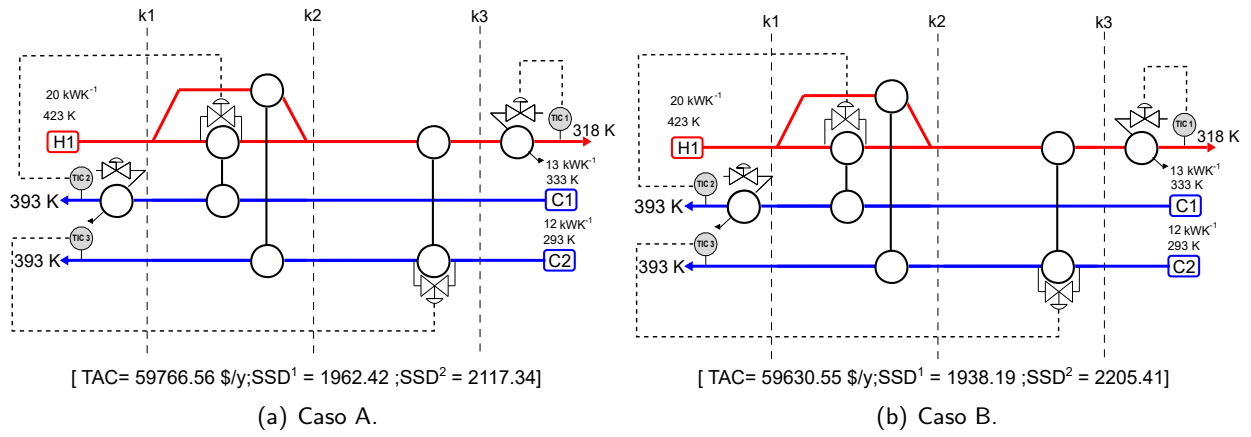


Figura D.2: RIC Final Óptima y Flexible con Estctura de Control Óptima – Ejemplo 2.

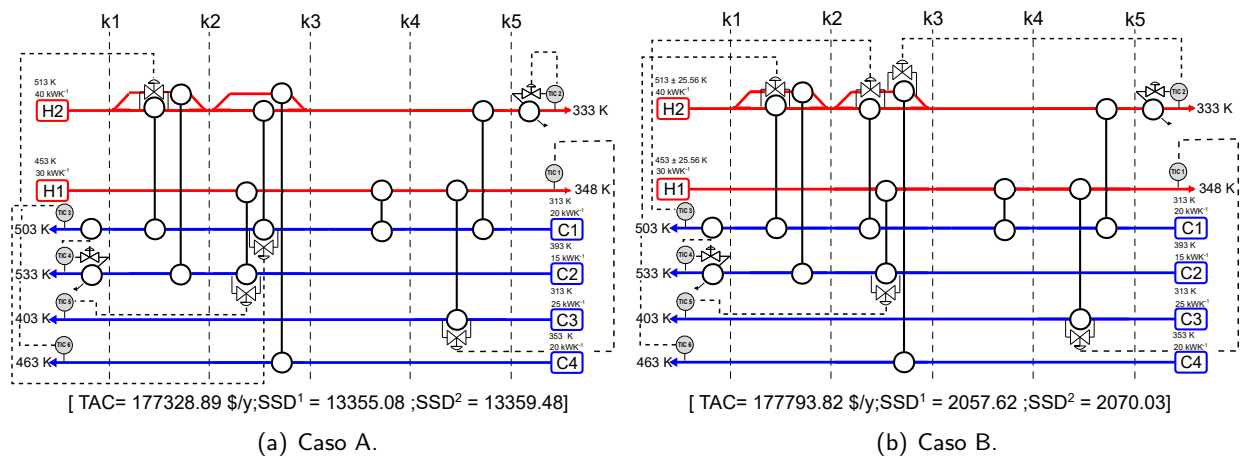


Figura D.3: RIC Final Óptima y Flexible con Estctura de Control Óptima – Ejemplo 3.

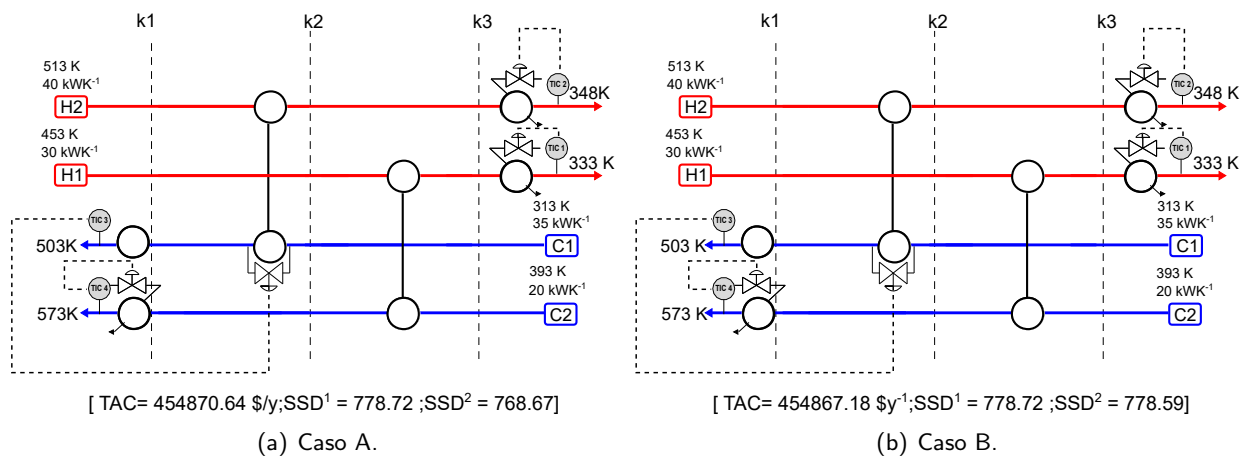


Figura D.4: RIC Final Óptima y Flexible con Estctura de Control Óptima – Ejemplo 4.

D.3. Modelos en Lenguaje Modelica

D.3.1. Modelo de la Pared

```

model Wall
  Real dT; // Diferencia de Temperatura
  Real Q; // Flujo de Calor

```

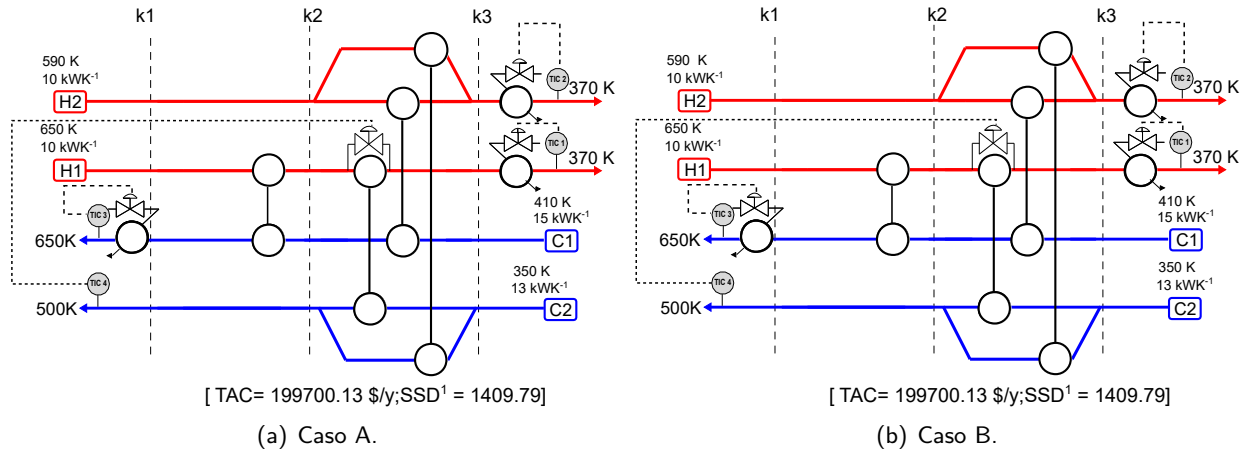


Figura D.5: RIC Final Óptima y Flexible con Estctura de Control Óptima – Ejemplo 5.

```

parameter Real lambda = 9.71e-8; // Conductividad del acero
parameter Real D_in = 0.25; // Diámetro interior (m)
parameter Real D_ext = 0.35; // Diámetro exterior (m)
parameter Real L = 1; // Longitud del tubo (m)
parameter Real A = L * D_in; // Area (m2)
parameter Real R = if D_ext == D_in then 0 else 1 / (A * lambda / log(D_ext / D_in)); // Radio (m)
// In/out Pin
Utilities.Pins_Ports.Pin_q e;
Utilities.Pins_Ports.Pin_q s;
equation
  dT = e.T - s.T;
  Q = e.Q;
  e.Q + s.Q = 0;
  dT - Q * R = 0;
end Wall;

```

D.3.2. Modelo Convección

```

model Film
  Real dT; // Diferencia de Temperatura
  Real Q; // Flujo de calor
  parameter Real D_n = 0.25; // Diámetro del tubo (m2)
  parameter Real L = 1; // Longitud del tubo (m)
  parameter Real A = L * D_n; // Area (m2)
  Real R; // Resistencia Térmica
  // In/out Pin
  Utilities.Pins_Ports.Pin_q s; // Pin de Salida
  Utilities.Pins_Ports.Pin_qf e; // Pin de Entrada
equation
  dT = e.T - s.T;
  Q = e.Q;
  e.Q + s.Q = 0;
  Q = R * dT;
  R = A * e.h;
end Film;

```

D.3.3. Modelo del Reservorio

```

model Side_HEX
  parameter Real cp(start = 1); // Capacidad Calorífica específica
  parameter Real ro(start = 1); // densidad
  parameter Real V(start = 1); // Volumen del reservorio
  Real Tin, Tout; // Temperatura de entrada/salida
  Real Fin, Fout; // Flujo de entrada/salida
  Real Q; // Flujo de Calor
  Real Tc; // Temperatura de la capa
  Utilities.Pins_Ports.Pin_stream e; // Pin de entrada a la capa
  Utilities.Pins_Ports.Pin_stream s; // Pin de salida a la capa
  Utilities.Pins_Ports.Pin_qf; // pin relacionado con la pared de la capa
equation

```

```

//Balance de energía
ro*cp*V* der(Tout) = Fin * cp * Tin - Fout * cp * Tout + Q;
Q = Heat.Q;
Tc = Heat.T;
//Diferencia media de temperatura
Tc = (Tin + Tout) / 2;
//Condiciones de entrada
Fin = e.F;
Tin = e.T;
//Condiciones de salida
Tout = s.T;
-Fout = s.F;
//Coeficientes peliculares para la transferencia de calor
e.h = s.h;
e.h = Heat.h;
//Balance de Masa
e.F + s.F = 0;
end Side_HEX;

```

D.3.4. Modelo de la Rodaja

```

model layer
  parameter Real D_i_l = 0.25 "Diámetro interior de la Rodaja (m)";
  parameter Real D_e_l = 0.35 "Diámetro exterior de la Rodaja (m)";
  parameter Real L_l = 1 "Longitud de la Rodaja";
  parameter Real La_l = 1 "Resistencia Térmica del tubo";
  parameter Real cpc_l = 1 "Capacidad calorífica específica de la corriente fría";
  parameter Real cph_l = 1 "Capacidad calorífica específica de la corriente Caliente";
  parameter Real roc_l = 1 "densidad de la corriente fría";
  parameter Real roh_l = 1 "densidad de la corriente caliente";
  Side_HEX Cold_Side(cp = cpc_l, ro=roc_l, V=3.14*(D_e_l-D_i_l)/4);
  Side_HEX Hot_Side(cp = cph_l, ro=roh_l, V=3.14*(D_i_l)/4);
  Wall R(lambda = La_l, D_in = D_i_l, D_ext = D_e_l, L = L_l);
  Film Film_cold(D_n = D_e_l, L = L_l);
  Film Film_hot(D_n = D_i_l, L = L_l);
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream H_in; // Corriente Caliente de entrada
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream H_out; // Corriente Caliente de salida
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream C_out; // Corriente Fría de entrada
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream C_in; // Corriente Fría de salida
equation
  connect(Cold_Side.e, C_in);
  connect(Cold_Side.s, C_out);
  connect(H_out, Hot_Side.s);
  connect(H_in, Hot_Side.e);
  connect(Film_cold.e, Cold_Side.Heat);
  connect(Film_hot.e, Hot_Side.Heat);
  connect(R.s, Film_cold.s);
  connect(Film_hot.s, R.e);
end layer;

```

D.3.5. Modelo Intercambiador Sin Bypass

```

model HEX_simple
  extends Heat_Exchanger;
  //Parámetros de Diseño
  parameter Integer N = 1 "Número de Rodajas";
  parameter Real D_i = 0.25 "Diámetro interior de la Rodaja (m)";
  parameter Real D_e = 0.35 "Diámetro Exterior de la Rodaja (m)";
  parameter Real L = 1 "Longitud del Tubo del Intercambiador";
  parameter Real La = 1 "Resistividad Térmica del Material del Tubo";
  parameter Real cpc = 1 "Capacidad calorífica específica de la corriente fría";
  parameter Real cph = 1 "Capacidad calorífica específica de la corriente caliente";
  parameter Real roc = 1 "densidad de la corriente fría";
  parameter Real roh = 1 "densidad de la corriente caliente";
  Utilities.layer HEX_layers[N](D_i_l = D_i, D_e_l = D_e, L_l = L / N, La_l = La,
    cpc_l = cpc, cph_l = cph, roc_l=roc,roh_l=roh);
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream H_in;
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream H_out;
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream C_out;
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream C_in;
equation
  connect(C_out, HEX_layers[N].C_out);
  connect(C_in, HEX_layers[1].C_in);

```

```
connect(H_in, HEX_layers[1].H_in);
connect(H_out, HEX_layers[N].H_out);
for i in 1:N - 1 loop
  connect(HEX_layers[i].H_out, HEX_layers[i + 1].H_in);
  connect(HEX_layers[i].C_out, HEX_layers[i + 1].C_in);
end for;
end HEX_simple;
```

D.3.6. Modelo de la Válvula

```
model valve
  parameter Real T_valv = 0.25 "Constante de tiempo la válvula, modelo de primer orden (K / Ts +1)";
  parameter Real k_valv = 1 "Constante de la válvula, modelo de primer orden (K / Ts +1)";
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Flow_in ; // Flujo de Entrada
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Flow_out ;// Flujo de Salida
  Modelica.Blocks.Continuous.FirstOrder firstOrder1(T = T_valv,
    initType = Modelica.Blocks.Types.Init.NoInit, k = k_valv);
equation
  -Flow_out.F = firstOrder1.y ;
  Flow_in.F = firstOrder1.u );
  Flow_in.T = Flow_out.T;
  Flow_in.h = Flow_out.h;
end valve;
```

D.3.7. Modelo del Mux/Demux

```
model Demux
  parameter Real ratio_par = 0.5; //"Parámetro Relación de flujo (Flow_out1/ Fujo Total)"
  Real ratio "Relación de flujo para el (Flow_out1/ Fujo Total)";
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.RatioPort ratioPort ;// Puerto de Relación de flujo externo
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Flow_in ; // Flujo de entrada
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Flow_out1 ;// Flujo de Salida 1
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Flow_out2 ;// Flujo de Salida 2
equation
  Flow_out1.T = Flow_in.T;
  -Flow_out1.F = ratio * Flow_in.F;
  Flow_out1.h = Flow_in.h;
  Flow_out2.T = Flow_in.T;
  -Flow_out2.F = (1 - ratio) * Flow_in.F;
  Flow_out2.h = Flow_in.h;
  if not use_ratio_Port then
    ratio = ratio_par;
    ratioPort.u_bypass = ratio_par;
  else
    ratio = ratioPort.u_bypass;
  end if;
end Demux;

model Mux
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Flow_in1 ; // Flujo de Entrada 1
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Flow_in2 ; // Flujo de Entrada 2
  Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Flow_out ; // Flujo de Salida
equation
  Flow_in1.F + Flow_in2.F + Flow_out.F = 0;
  -Flow_out.T * Flow_out.F = Flow_in1.F * Flow_in1.T + Flow_in2.F * Flow_in2.T;
  Flow_out.h = Flow_in1.h;
end Mux;
```

D.3.8. Modelo del Intercambiador con Bypass

```
model HEX_bypass
  extends Heat_Exchanger;
  //Parámetros de Diseño
  parameter Integer N = 1 "Número de Rodajas";
  parameter Real D_i = 0.25 "Diámetro interior de la Rodaja (m)";
  parameter Real D_e = 0.35 "Diámetro Exterior de la Rodaja (m)";
  parameter Real L = 1 "Longitud del Tubo del Intercambiador";
  parameter Real La = 1 "Resistividad Térmica del Material del Tubo";
  parameter Real cpc = 1 "Capacidad calorífica específica de la corriente fría";
  parameter Real cph = 1 "Capacidad calorífica específica de la corriente caliente";
  parameter Real roc = 1 "densidad de la corriente fría";
```

```

parameter Real roh = 1 "densidad de la corriente caliente";
Heat_Exchanger.Utilities.Mux Mux_hot ; // Mezcla del lado caliente
Heat_Exchanger.Utilities.Mux Mux_cold ;// Mezcla del lado frío

Heat_Exchanger.Utilities.valve Valve_hot ;// Válvula del lado caliente
Heat_Exchanger.Utilities.valve Valve_cold ;// Válvula del lado frío
Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Hin ;
Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Hout ;
Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Cin;
Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.Pin_stream Cout ;
Heat_Exchanger.Utilities.Demux Demux_cold(ratio_par = 0, use_ratio_Port = true) ; // División del lado frío
Heat_Exchanger.Utilities.Demux Demux_hot(ratio_par = 0, use_ratio_Port = true) ;// División del lado caliente
Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.BypassPort uh ; // Fracción de Bypass Caliente
Heat_Exchanger.Utilities.Pins_Ports.BypassPort uc ; // Fracción de Bypass Frío
Heat_Exchanger.HEX.HEX_simple hEX_simple1(D_e = D_e, D_i = D_i, L = L,
  La = La, N = N, cpc = cpc, cph = cph, roc=roc,roh=roh)
equation
  connect(hEX_simple1.H_in, Demux_hot.Flow_out2) ;
  connect(Mux_hot.Flow_in2, hEX_simple1.H_out) ;
  connect(hEX_simple1.C_in, Demux_cold.Flow_out2) ;
  connect(Mux_cold.Flow_in2, hEX_simple1.C_out) ;
  connect(Demux_hot.Flow_out1, Valve_hot.Flow_in) ;
  connect(uh, Demux_hot.ratioPort) ;
  connect(Hin, Demux_hot.Flow_in) ;
  connect(uc, Demux_cold.ratioPort) ;
  connect(Demux_cold.Flow_in, Cin) ;
  connect(Demux_cold.Flow_out1, Valve_cold.Flow_out);
  connect(Mux_cold.Flow_out, Cout) ;
  connect(Mux_hot.Flow_out, Hout) ;
  connect(Mux_hot.Flow_in1, Valve_hot.Flow_out);
  connect(Valve_cold.Flow_in, Mux_cold.Flow_in1) ;
end HEX_bypass;

```

Bibliografía

- Aaltola, J. Simultaneous synthesis of flexible heat exchanger networks. *Thesis, Department of Mechanical Engineering, Helsinki University of Technology, Finland.* (2002).
- Adi, V. y C.-T. Chang. Two-tier search strategy to identify nominal operating conditions for maximum flexibility. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 50**(18), págs. 10707–10716 (2011). doi:10.1021/ie201050w.
- Adjiman, C. S.; I. P. Androulakis y C. A. Floudas. Global optimization of mixed-integer nonlinear problems. *AIChE Journal*, **tomo 46**(9), págs. 1769–1797 (2000).
- Aguilera, N. y J. L. Marchetti. Optimizing and controlling the operation of heat-exchanger networks. *AIChE Journal*, **tomo 44**, pág. 1090 (1988).
- Assali, W. y T. McAvoy. Optimal selection of dominant measurements and manipulated variables for production control. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 49**, págs. 7832–7842 (2010).
- Asteasuain, M.; A. Bandoni; C. Sarmoria y A. Brandolin. Simultaneous process and control system design for grade transition in styrene polymerization. *Chemical Engineering Science*, **tomo 61**(10), págs. 3362–3378 (2006). doi:10.1016/j.ces.2005.12.012.
- Asteasuain, M.; A. Brandolin; C. Sarmoria y A. Bandoni. Integrated process and control system design of polymerization reactors under uncertainty. optimal grade transition operation. *2nd Mercosur congress on chemical engineering. 4th Mercosur congress on process systems engineering* (2005).
- Asteasuain, M.; C. Sarmoria; A. Brandolin y A. Bandoni. Integration of control aspects and uncertainty in the process design of polymerization reactors. *Chemical Engineering Journal*, **tomo 131**(1-3), págs. 135–144 (2007). doi:10.1016/j.cej.2006.12.029.
- Bahakim, S. y L. Ricardez-Sandoval. Simultaneous design and mpc-based control for dynamic systems under uncertainty: A stochastic approach. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 63**, págs. 66–81 (2014). doi:10.1016/j.compchemeng.2014.01.002.
- Bahri, P.; A. Bandoni y J. Romagnoli. Operability assessment in chemical plants. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 20**(SUPPL.2), págs. 787–792 (1996a).
- Bahri, P.; J. Bandoni y J. Romagnoli. Effect of disturbances in optimizing control: Steady-state open-loop backoff problem. *AIChE Journal*, **tomo 42**(4), págs. 983–994 (1996b). doi:10.1002/aic.690420411.
- Bahri, P.; J. Bandoni y J. Romagnoli. Integrated flexibility and controllability analysis in design of chemical processes. *AIChE Journal*, **tomo 43**(4), págs. 997–1015 (1997). doi:10.1002/aic.690430415.
- Baker, R. y C. Swartz. Interior point solution of integrated process and control design problems with embedded mpc. En *AIChE Annual Meeting, Conference Proceedings* (2006).

- Bandoni, J.; J. Romagnoli y G. Barton. On optimising control and the effect of disturbances: Calculation of the open-loop backoffs. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 18**, págs. S505–S509 (1994). doi:10.1016/0098-1354(94)80082-0.
- Bansal, V.; J. Perkins y E. Pistikopoulos. Flexibility analysis and design of dynamic processes with stochastic parameters. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 22**(SUPPL.1), págs. S817–S820 (1998).
- Bansal, V.; J. Perkins y E. Pistikopoulos. A case study in simultaneous design and control using rigorous, mixed-integer dynamic optimization models. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 41**(4), págs. 760–778 (2002a). doi:10.1021/ie010156n.
- Bansal, V.; J. Perkins y E. Pistikopoulos. Flexibility analysis and design using a parametric programming framework. *AIChE Journal*, **tomo 48**(12), págs. 2851–2868 (2002b). doi:10.1002/aic.690481213.
- Bansal, V.; J. Perkins; E. Pistikopoulos; R. Ross y J. Van Schijndel. Simultaneous design and control optimisation under uncertainty. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 24**(2-7), págs. 261–266 (2000). doi:10.1016/S0098-1354(00)00475-0.
- Bergamini, M. L.; I. E. Grossmann; N. Scenna y P. Aguirre. An improved piecewise outer approximation algorithm for the global optimization of minlp models involving concave and bilinear terms. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 32**, págs. 477–493 (2008).
- Biegler, L.; I. Grossmann y W. Weterberg. *Systematic Methods of Chemical Process Design*. Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Sciences. Society for Industrial and Applied Mathematics (1997).
- Bildea, C. y A. Dimian. Fixing flow rates in recycle systems: Luyben's rule revisited. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 42**(20), págs. 4578–4585 (2003). doi:10.1021/ie020982b.
- Bildea, C.; A. Dimian; S. Cruz y P. Iedema. Design of tubular reactors in recycle systems. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 28**(1-2), págs. 63–72 (2004). doi:10.1016/S0098-1354(03)00170-4.
- Björk, K. M. y T. Westerlund. Global optimization of heat exchanger network synthesis problems with and without the isothermal mixing assumption. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 26**(11), págs. 1581–1593 (2002).
- Blanco, A. y J. Bandoni. Interaction between process design and process operability of chemical processes: An eigenvalue optimization approach. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 27**(8-9), págs. 1291–1301 (2003). doi:10.1016/S0098-1354(03)00053-X.
- Braccia, L.; M. García; P. Luppi y M. S. Basualdo. Synthesis of flexible heat exchanger networks integrated with reconfigurable control design. *12th International Symposium on Process Systems Engineering and 25th European Symposium on Computer Aided Process Engineering.*, **tomo 37**, pág. 1421–1426 (2015).
- Braccia, L.; P. Marchetti; P. Luppi y D. Zumoffen. Multivariable control structure design based on mixed-integer quadratic programming. *Industrial & Engineering Chemical Research*, **tomo 56**, págs. 11228–11244 (2017).
- Braccia, L.; P. Marchetti; P. Luppi y D. Zumoffen. A sequential integration between optimal flexible heat exchanger network synthesis and control structure design. *Industrial & Engineering Chemical Research* (2018).
- Braccia, L. y D. Zumoffen. The input-output pairing problem: an optimization based approach. *XVI Workshop on Information Processing and Control (RPIC). IEEE Conference Publications*, **tomo 60**, págs. 1–6 (2015).

- Bregel, D. y W. Seider. Coordinated design and control optimization of nonlinear processes. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 16**(9), págs. 861–886 (1992). doi:10.1016/0098-1354(92)80038-B.
- Bristol, E. On a new measure of interaction for multivariable process control. *IEEE Transactions on Automatic Control*. (1966a).
- Bristol, E. On a new measure of interaction for multivariable process control. *IEEE Trans. Autom. Control* (1966b).
- Buckley, P. *Techniques of Process Control*. John Wiley and Sons Ltd (1964).
- Calandranis, J. y G. Stephanopoulos. A structural approach to the design of control systems in heat exchanger networks. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 12**, pág. 651 (1988).
- Calise, F.; M. Dentice d'Accadia; L. Libertini y M. Vicidomini. Thermoeconomic analysis of an integrated solar combined cycle power plant. *Energy Conversion and Management*, **tomo 171**(3), págs. 1038–1051 (2018).
- Cao, Y. y Z. Yang. Multiobjective process controllability analysis. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 28**(1-2), págs. 83–90 (2004). doi:10.1016/S0098-1354(03)00184-4.
- Cerda, J.; A. W. Westerberg; D. Mason y B. Linnhoff. Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis - a transportation problem. *Chemical Engineering Science* (1983).
- Chachuat, B. Introduction to the special issue on optimal process control. *Optim. Contr. Appl. Met* (2010).
- Chang, C.-T.; B.-H. Li y C.-W. Liou. Development of a generalized mixed integer nonlinear programming model for assessing and improving the operational flexibility of water network designs. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 48**(7), págs. 3496–3504 (2009). doi:10.1021/ie8015363.
- Chao, F.; M. Vikse y T. Gundersen. Work and heat integration: An emerging research area. *Energy* (2018).
- Chawankul, N.; H. Budman y P. Douglas. The integration of design and control: Imc control and robustness. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 29**(2), págs. 261–271 (2005). doi:10.1016/j.compchemeng.2004.08.034.
- Chawankul, N.; L. Ricardez Sandoval; H. Budman y P. Douglas. Integration of design and control: A robust control approach using mpc. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, **tomo 85**(4), págs. 433–446 (2007).
- Chen, L. C. y P. S. Hung. Simultaneous synthesis of flexible heat-exchange networks with uncertain source-stream temperatures and flow rates. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **tomo 43**, págs. 5916–5928 (2004).
- Chen, L. C. y P. S. Hung. Synthesis of flexible heat exchange networks and mass exchange networks. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 31**, págs. 1619–1632 (2007).
- Cheng, Y.-C. y C.-C. Yu. Effects of process design on recycle dynamics and its implication to control structure selection. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 42**(19), págs. 4348–4365 (2003). doi:10.1021/ie020799i.
- Ciric, A. R. y C. A. Floudas. Heat exchanger network synthesis without decomposition. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 15**(6), págs. 385–396 (1991).
- Colberg, R. D. y M. Morari. Analysis and synthesis of resilient heat exchanger networks. *Advances in Chemical Engineering*, **tomo 14**, págs. 1–93 (1988).

- Copp, J. The COST simulation benchmark: Description and simulator manual. *IWA Task Group on Benchmarking of Control Strategies for WWTPs* (<http://www.benchmarkwwtp.org/>), pág. p. 154 (2000).
- Daoutidis, P. y C. Kravaris. Inversion and zero dynamics in nonlinear multivariable control. *AIChE Journal*, **tomo 37**(4), págs. 527–538 (1991). doi:10.1002/aic.690370406.
- Daoutidis, P. y C. Kravaris. Structural evaluation of control configurations for multivariable nonlinear processes. *Chemical Engineering Science*, **tomo 47**(5), págs. 1091–1107 (1992). doi: 10.1016/0009-2509(92)80234-4.
- Denn, M. y R. Lavie. Dynamics of plants with recycle. *The Chemical Engineering Journal*, **tomo 24**(1), págs. 55–59 (1982). doi:10.1016/0300-9467(82)80050-6.
- Dimian, A.; A. Groenendijk; S. Kersten y P. Iedema. Effect of recycle interactions on dynamics and control of complex plants. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 21**(SUPPL.1), págs. S291–S296 (1997).
- Dimitriadis, V. y E. Pistikopoulos. Flexibility analysis of dynamic systems. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 34**(12), págs. 4451–4462 (1995). doi:10.1021/ie00039a036.
- Downs, J. y S. Skogestad. An industrial and academic perspective on plantwide control. *Annu. Rev. Control*, **tomo 35**, págs. 99–110 (2011).
- Downs, J. y E. Vogel. A plant-wide industrial process control problem. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 17**(3), págs. 245–255 (1992).
- Edgar, T. Control and operations: when does controllability equal profitability? *Comput. Chem. Eng.* (2004).
- Egea, J.; D. Vries; A. Alonso y J. Banga. Global optimization for integrated design and control of computationally expensive process models. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 46**(26), págs. 9148–9157 (2007). doi:10.1021/ie0705094.
- Ekawati, E. y P. Bahri. The integration of the output controllability index within the dynamic operability framework in process system design. *Journal of Process Control*, **tomo 13**(8), págs. 717–727 (2003). doi:10.1016/S0959-1524(03)00003-9.
- Elliott, T. y W. Luyben. Capacity-based economic approach for the quantitative assessment of process controllability during the conceptual design stage. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 34**(11), págs. 3907–3915 (1995). doi:10.1021/ie00038a030.
- Escobar, M.; J. O. Trierweiler y I. E. Grossmann. Bypass design for control and optimization of heat exchanger networks. *Computers Aided Chemical Engineering*, **tomo 27**, págs. 1665–1670 (2009).
- Escobar, M.; J. O. Trierweiler y I. E. Grossmann. Simultaneous synthesis of heat exchanger networks with operability considerations: Flexibility and controllability. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 55**, págs. 158–180 (2013).
- Exler, O.; L. Antelo; J. Egea; A. Alonso y J. Banga. A tabu search-based algorithm for mixed-integer nonlinear problems and its application to integrated process and control system design. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 32**(8), págs. 1877–1891 (2008). doi:10.1016/j.compchemeng.2007.10.008.
- Fang, T. y R. Lahdelma. Optimization of combined heat and power production with heat storage based on sliding time window method. *Applied Energy*, **tomo 162**, págs. 723–732 (2016).

- Fisher, W.; M. Doherty y J. Douglas. The interface between design and control. 1. process controllability. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 27**(4), págs. 597–605 (1988). doi:10.1021/ie00076a012.
- Flores-Tlacuahuac, A. y L. Biegler. Simultaneous mixed-integer dynamic optimization for integrated design and control. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 31**(5-6), págs. 588–600 (2007). doi:10.1016/j.compchemeng.2006.08.010.
- Flores-Tlacuahuac, A. y L. Biegler. Integrated control and process design during optimal polymer grade transition operations. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 32**(11), págs. 2823–2837 (2008). doi:10.1016/j.compchemeng.2007.12.005.
- Floudas, C. A. y A. R. Ciric. Strategies for overcoming uncertainties in heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 13**(10), pág. 1133 (1989).
- Floudas, C. A.; Z. Günius y M. Ierapetritou. Global optimization in design under uncertainty: Feasibility test and flexibility index problems. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 40**, págs. 4267–4282 (2001).
- Francesconi, J. *Modelado, Síntesis y Optimización del Proceso de Reformado de Bioetanol para la Producción de Hidrógeno grado PEM*. Tesis Doctoral, Universidad Nacional del Litoral (2008).
- Francesconi, J. Modelado, síntesis y optimización del proceso de reformado de bioetanol para la producción de hidrógeno grado pem. *Industrial & Engineering Chemical Research* (2018).
- Francisco, M. *Diseño simultáneo de procesos y sistemas de control predictivo mediante índices de controlabilidad basados en normas*. Tesis Doctoral, Spain:Universidad de Salamanca; (2011).
- Francisco, M. y P. Vega. Diseño integrado de procesos de depuración de aguas utilizando control predictivo basado en modelos. *Rev. Iberoamericana de Automática e Informática Industrial*, **tomo 3**(4), págs. 88–98 (2006).
- Francisco, M.; P. Vega y H. Álvarez. Robust integrated design of processes with terminal penalty model predictive controllers. *Chemical Engineering Research and Design*, **tomo 89**(7), págs. 1011–1024 (2011). doi:10.1016/j.cherd.2010.11.023.
- Frausto-Hernandez, S.; V. Rico-Ramirez; A. Jiménez-Gutiérrez y S. Hernandez-Castro. Minlp synthesis of heat exchanger networks considering pressure drop effects. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 27**, págs. 1143–1152 (2003).
- Furman, K. C. y N. Sahinidis. A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 41**(10), págs. 2335–2370 (2002).
- Gani, R.; G. Hytoft; C. Jaksland y A. Jensen. An integrated computer aided system for integrated design of chemical processes. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 21**(10), págs. 1135–1146 (1997). doi:10.1016/S0098-1354(96)00324-9.
- Garcia, C. y M. Morari. Internal model control. 2. design procedure for multivariable systems. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **tomo 24**, págs. 472–484 (1985).
- Georgakis, C.; D. Uztürk; S. Subramanian y D. Vinson. On the operability of continuous processes. *Control Engineering Practice*, **tomo 11**(8), págs. 859–869 (2003). doi:10.1016/S0967-0661(02)00217-4.
- Georgiou, A. y C. Floudas. Simultaneous process synthesis and control: Minimization of disturbance propagation in heat recovery systems. *In Proc. Third Int. Conf. on Foundations of Computer-Aided Process Design*, págs. 435–450 (1990).

- Glemmestad, B. *Optimal Operation of Integrated Processes*. Tesis Doctoral, Department of Process Technology, Trondheim, Norwegian University of Science and Technology (1997).
- Gonzalez, A.; D. Odloak y J. L. Marchetti. Predictive control applied to heat-exchanger networks. *Chem. Eng. Process*, **tomo 45**, págs. 661–671 (2006).
- Grosch, R.; M. Mönnigmann y W. Marquardt. Integrated design and control for robust performance: Application to an msmpr crystallizer. *Journal of Process Control*, **tomo 18**(2), págs. 173–188 (2008). doi:10.1016/j.jprocont.2007.07.002.
- Grosdidier, P.; M. Morari y B. Holt. Closed-loop properties from steady-state gain information. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 24**, págs. 221–235 (1985).
- Grossmann, I. y C. Floudas. Active constraint strategy for flexibility analysis in chemical processes. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 11**(6), págs. 675–693 (1987a). doi:10.1016/0098-1354(87)87011-4.
- Grossmann, I. y M. Morari. Operability, resiliency and flexibility - process design objectives for a changing world. *Proc. Int. Conf. on Foundations of Computer-Aided Process Design*, págs. 931–1010 (1983).
- Grossmann, I. y D. Straub. Recent developments in the evaluation and optimization of flexible chemical processes. *Computer-Oriented Process Engineering*, págs. 49–59 (1991).
- Grossmann, I. E. y C. A. Floudas. Active constraint strategy for flexibility analysis in chemical processes. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 11**, págs. 675–693 (1987b).
- Grossmann, I. E. y M. Morari. Operability, resiliency and flexibility – process design objectives for a changing world. *Proceedings of 2nd international conference on foundations of computer-aided process design.*, **tomo 22**, pág. 931 (1984).
- Grossmann, I. E.; H. Yeomans y Z. Kravanja. A rigorous disjunctive optimization model for simultaneous flowsheet optimization and heat integration. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 22**, págs. 157–164 (1998).
- Gu, S.; L. Liu; Y. Zhang, Bai; S. Wang y J. Du. Heat exchanger network synthesis integrated with flexibility and controllability. *Chinese Journal of Chemical Engineering* (2018).
- Guerra, I.; R. Lamanna y S. Revollar. An activated-sludge-process application of integrated design and predictive control with instantaneous linearization. *IEEE Mediterranean conference on control and automation* (2012).
- Gutierrez, G. *Diseño Integrado y Síntesis de Procesos Aplicado Al Proceso de Fangos Activados*. Tesis Doctoral, Spain: Universidad de Valladolid (2000).
- Gutierrez, G.; L. Ricardez-Sandoval; H. Budman y C. Prada. An mpc-based control structure selection approach for simultaneous process and control design. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 70**, págs. 11–21 (2014).
- Halemane, K. y I. Grossmann. Optimal process design under uncertainty. *AIChE Journal*, **tomo 29**(3), págs. 425–433 (1983a). doi:10.1002/aic.690290312.
- Halemane, K. P. y I. Grossmann. Optimal process design under uncertainty. *AIChE. J.*, **tomo 29**, pág. 426 (1983b).
- Hamid, M. *Model-Based Integrated Process Design and Controller Design of Chemical Processes*. Tesis Doctoral, Technical University of Denmark (2011).

- Hamid, M.; G. Sin y R. Gani. Integration of process design and controller design for chemical processes using model based methodology. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 34**, págs. 689–699 (2010).
- Hermann, R. y A. Krener. Nonlinear controllability and observability. *IEEE Transactions on Automatic Control*, **tomo 22**(5), págs. 728–740 (1977). doi:10.1109/TAC.1977.1101601.
- Hohmann, E. C. *Optimum Networks for Heat Exchange*. Tesis Doctoral, Ph D. Dissertation, University of Southern California, Los Angeles, CA (1971).
- Holt, B. y M. Morari. Design of resilient processing plants-v. the effect of deadtime on dynamic resilience. *Chemical Engineering Science*, **tomo 40**(7), págs. 1229–1237 (1985a). doi:10.1016/0009-2509(85)85081-8.
- Holt, B. y M. Morari. Design of resilient processing plants-vi. the effect of right-half-plane zeros on dynamic resilience. *Chemical Engineering Science*, **tomo 40**(1), págs. 59–74 (1985b). doi:10.1016/0009-2509(85)85047-8.
- Hopkins, L.; P. Lant y B. Newell. Output structural controllability: A tool for integrated process design and control. *Journal of Process Control*, **tomo 8**(1), págs. 57–68 (1998).
- Horn, R. y C. Johnson. *Matrix analysis*. Cambridge University Press: New York (1990).
- Horst, R. y H. Tuy. Optimum networks for heat exchange. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 59**, págs. 145–155 (2013).
- Hovd, M. y S. Skogestad. Simple frequency-dependent tools for control system analysis, structure selection and design. *Automatica*, **tomo 28**(5), págs. 989–996 (1992). doi:10.1016/0005-1098(92)90152-6.
- Hovd, M. y S. Skogestad. Pairing criteria for decentralized control of unstable plants. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 33**(9), págs. 2134–2139 (1994). doi:10.1021/ie00033a016.
- Huang, K. y L. Karimi. Efficient algorithm for simultaneous synthesis of heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, **tomo 105**, págs. 53–68 (1983).
- Huang, Y. y L. Fan. Distributed strategy for integration of process design and control - a knowledge engineering approach to the incorporation of controllability into heat exchanger network synthesis. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 16**, págs. 497–522 (1992).
- Huusom, J. Challenges and opportunities in integration of design and control. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 81**, págs. 138–146 (2015).
- Jacobsen, E. Effect of recycle on the plant zero dynamics. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 21**(SUPPL.1), págs. S279–S284 (1997).
- Jain, A. y B. Babu. Simultaneous design and control of nonlinear chemical processes: a state-of-art review. *Proceedings of international symposium & 62nd annual session of IChE in association with international partners (CHEMCON-2009)* (2009).
- Jha, A. y O. Okorafor. Optimal plantwide process control applied to the Tennessee Eastman problem. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 53**, págs. 738–751 (2014).
- Kadhim, A.; M. Castaño-Arranz y W. Birk. Automated control configuration selection considering system uncertainties. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 56**, págs. 3347–3359 (2017).
- Kalman, R. On the general theory of control systems. *Proc. 1st IFAC Congress*, **tomo 1**, págs. 481–492 (1960).

- Konukman, A. S.; M. C. Camurdan y U. Akman. Simultaneous flexibility targeting and synthesis of minimum-utility heat-exchanger networks with superstructure - based milp formulation. *Chemical Engineering and Processing*, **tomo 41**, pág. 501 (2002).
- Kookos, I. y J. Perkins. An algorithm for simultaneous process design and control. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 40**(9), págs. 4079–88 (2001).
- Kookos, I. y J. Perkins. The back-off approach to simultaneous design control. En P. Seferlis y M. Georgiadis, editores, *The Integration of Process Design and Control*, tomo 17 de *Computer Aided Chemical Engineering*, págs. 216–238. Elsevier (2004).
- Kotjabasakis, E. y B. Linnhoff. Sensitivity tables or the design of flexible processes. how much contingency in heat exchanger networks is cost-effective?. *CChem. Eng. Res.*, **tomo 64**, págs. 199–211 (1986).
- Lamanna, R.; P. Vega; S. Revollar y H. Alvarez. Diseño simultáneo de procesos y control de una torre sulfatadora de jugo de caña de azúcar. *Rev Iberoam Autom Inform Ind*, **tomo 6**(31), págs. 32–43 (2009).
- Lenhoff, A. y M. Morari. Design of resilient processing plants-i. process design under consideration of dynamic aspects. *Chem Eng Sci.*, **tomo 37**, págs. 245–258 (1982).
- Lersbamrungsuk, V.; T. Srinophakun; S. Narasimha y S. Skogestad. Control structure design for optimal operation of heat exchanger networks. *AIChE Journal*, **tomo 54**(1) (2007).
- Lewin, D. A simple tool for disturbance resiliency diagnosis and feed-forward control design. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 20**(1), págs. 13–25 (1996).
- Lewin, D. Interaction of design and control. *Proceedings of the 7th IEEE Mediterranean conference on control and automation (MED 99)* (1999).
- Li, P.; H. Arellano-Garcia y G. Wozny. Chance constrained programming approach to process optimization under uncertainty. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 32**(1–2), págs. 25–45 (1991).
- Lin, X.; M. Tade y R. Newell. Output structural controllability condition for the synthesis of control systems for chemical processes. *Int J Syst Sci*, **tomo 22**(1), págs. 107—32 (1991).
- Linnhoff, B. y J. Flower. Synthesis of heat exchanger networks i. systematic generation of energy optimal networks. *AIChE Journal*, **tomo 24**(4), págs. 663–642 (1978a).
- Linnhoff, B. y J. Flower. Synthesis of heat exchanger networks ii. evolutionary generation of networks with various criteria of optimality. *AIChE Journal*, **tomo 24**(4), págs. 642–654 (1978b).
- Linnhoff, B. y E. Hindmarsh. The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, **tomo 38**(5), págs. 745–763 (1983).
- Linnhoff, B. y E. Kotjabasakis. Downstream paths for operable process. *Design. Chem Eng. Prog*, **tomo 32**(82), págs. 23–28 (1986).
- Luyben, M. L. y F. C. A. Analyzing the interaction of design and control—1. a multi-objective framework and application to binary distillation synthesis. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 18**, págs. 933–69 (1994).
- Luyben, W. Dynamics and control of recycle systems. 1. simple open-loop and closed-loop systems. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 32**, págs. 466–75 (1993a).
- Luyben, W. Dynamics and control of recycle systems. 2. comparison of alternative process designs. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 32**, págs. 476–86 (1993b).

- Luyben, W. Dynamics and control of recycle systems. 3. alternative process designs in a ternary system. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 32**, págs. 1142–53 (1993c).
- Luyben, W. Trade-off between design and control in chemical reactor systems. *Journal of Process Control*, **tomo 3**(1), págs. 17–41 (1993d).
- Luyben, W. Snowball effects in reactor/separator processes with recycle. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 33**, págs. 299–305 (1994).
- Luyben, W. Effect of feed impurity on the design and control of a ternary two-recycle process. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 38**, págs. 3430–7 (1999).
- Luyben, W. The need for simultaneous design education. En P. Seferlis y C. Georgiadis, editores, *The Integration of Process Design and Control*, tomo 17, págs. 10–41. Elsevier Science (2004).
- Álvarez, H. *Introducción al diseño simultáneo de proceso y control*. Tesis Doctoral, Colombia:Académica Española (2012).
- Malcom, A.; J. Polam; L. Zhang; B. A. Ogunnaike y A. Linninger. Integrating system desing and control using dynamic flexiblility analysis. *AIChE Journal* (2007).
- Manousiouthakis, V. y M. Nikolaou. Analysis of decentralized control structures fornnonlinear systems. *AIChE*, **tomo 35**(4), págs. 549–58 (1980).
- Marchetti, A. y D. Zumoffen. Self-optimizing control structures with minimum number of process-dependent controlled variables. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 53**, págs. 10177—10193 (2014).
- Marselle, D. F.; M. Morari y D. Rudd. Design of resilient processing plants-ii. design and control of energy management systems. *Chem. Eng. Sci.*, **tomo 37**, págs. 259–270 (1982).
- Matallana, L.; A. Blanco y B. A. Nonlinear dynamic systems design basedon the optimization of the domain of attraction. *Math Comput Model* (2011).
- Mathisen, K. W. Integrated design and control of heat exchanger networks. *Ph.D. Thesis. Trondheim University. NTH Norway* (1994).
- Maurstad Uv, P. *Optimal design of heat exchanger networks with pressure changes*. Tesis Doctoral, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, Norway (2016).
- McAvoy, T. y N. Ye. Base control for the Tennessee Eastman challenge process. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 19**, págs. 453–480 (1995).
- Meeuse, F. *Thesis On design of chemical processes with improved controllability characteristics*. Tesis Doctoral, Technische Universiteit Delft (2002).
- Meeuse, F.; R. Deugd; F. Kapteijn; P. Verheijen y S. Ypma. Increasing the selectivity ofthe fischer tropesch process by periodic operation. *Comput. Aided. Chem. Eng.*, **tomo 9**, págs. 699–704 (2001).
- Meeuse, F. y J. Grievink. Optimum controllability of distributed systems based on non-equilibrium thermodynamics. En J. Grievink y J. Schijndel, editores, *Proceedings ESCAPE-12*, págs. 259–64 (2000).
- Meeuse, F.; J. Grievink; P. Verheijen y M. Vander. Conceptual design of processesfor structured products. En Malone; Trainham y Carnahan, editores, *Proceedings ESCAPE-5*, págs. 324–8 (2000).
- Mitra, S.; L. Sun y I. Grossmann. Optimal scheduling of industrial combined heat and power plants under time-sensitive electricity prices. *energy* (2013).

- Mizutani, F. T.; F. L. P. Pessoa; E. M. Queiroz; S. Huan y I. E. Grossmann. Mathematical programming model for heat-exchanger network synthesis including detailed heat-exchanger designs 2. networks synthesis. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 42**(17), págs. 4019–4027 (2003).
- Mohideen, M.; J. Perkins y E. Pistikopoulos. Optimal design of dynamic systems under uncertainty. *AIChE J.*, **tomo 42**(8), págs. 2251–72 (1996a).
- Mohideen, M.; J. Perkins y E. Pistikopoulos. Optimal synthesis and design of dynamic systems under uncertainty. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 20S**, págs. S895–900 (1996b).
- Moon, J.; S. Kim y A. Linninger. Integrated design and control under uncertainty: embedded control optimization for plantwide processes. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 35**, págs. 1718–24 (2001).
- Morari, M. Design of resilient processing plants—iii. a general framework for the assessment of dynamic resilience. *Chem. Eng. Sci.*, **tomo 38**, pág. 1881 (1983).
- Morari, M.; Y. Arkun y G. Stephanopoulos. Studies in the synthesis of control structures for chemical processes: Part i: Formulation of the problem. process decomposition and the classification of the control tasks. analysis of the optimizing control structures. *AIChE*, **tomo 26**(2), págs. 220–3 (1980).
- Morari, M.; W. Grimm; M. Oglesby y I. Prosser. Design of resilient processing plants—vii. design of energy management system for unstable reactors — new insights. *Chem. Eng. Sci.*, **tomo 40**(2), pág. 187–98 (1985).
- Morari, M.; E. Zafiriou y B. Holt. Design of resilient processing plants. new characterization of the effect of rhp zeros. *Chem. Eng. Sci.*, **tomo 42**(10), págs. 2425–8 (1987).
- Muñoz, D.; J. Gerhard y W. Marquardt. A normal vector approach for integrated process and control design with uncertain model parameters and disturbances. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 40**, págs. 202–12 (2012).
- Niederlinski, A. A heuristic approach to the design of linear multivariable interacting control systems. *Automatica*, **tomo 7**, págs. 691–701 (1971).
- Nisenfeld, A. E. Applying control computers to an integrated plant. *Chem. Eng. Prog.*, **tomo 69**, págs. 45–48 (1973).
- Novak Pintaric, Z. y Z. A. Kravanja. A strategy for minlp synthesis of flexible and operable processes. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 28**(6–7), págs. 1105–19 (2004).
- Ochoa, S. *Thesis A methodology for the design-control integration in state space*. Tesis Doctoral, Medellín: National University of Colombia (2005).
- Ochoa, S. y H. Alvare. A methodology for the integration of process design and control in the state space. *Proceedings of the 2nd Mercosur congress on chemical engineering and 4th Mercosur congress on process systems engineering* (2005).
- Oliva, D.; F. J.; M. M. y A. P. Modeling, synthesis and optimization of heat exchanger networks. application to fuel processing systems for pem fuel cells. *International Journal of Hydrogen Energy*, **tomo 36**(15), págs. 435–450 (2011).
- Oliveira, S.; F. Liporace; A. O.Q.F. y E. Queiroz. The importance of control considerations for heat exchanger network synthesis: A case study. *Braz. J. Chem. Eng.*, **tomo 18**(2) (2001).
- Onishi, V. C.; M. A. S. Ravagnani y J. A. Caballero. Simultaneous synthesis of work exchange networks with heat integration. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 112**, págs. 87–107 (2014).
- Palazoglu, A. y Y. Arkun. A multiobjective approach to design chemical plants with robust dynamic operability characteristics. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 10**, págs. 567–75 (1986).

- Papalexandri, K. P. y E. N. Pistikopoulos. A multiperiod minlp model for the synthesis of flexible heat and mass exchange network. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 18**, pág. 1125 (1994a).
- Papalexandri, K. P. y E. N. Pistikopoulos. Synthesis and retrofit design of operable heat exchanger network: 1. flexibility and structural controllability aspects. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, **tomo 33**, pág. 1718 (1994b).
- Papoulias, S. A. y I. E. Grossmann. A structural optimization approach in process synthesis ii. heat recovery networks. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 7**(6), pág. 707 (1983).
- Paterson, W. R. A replacement for the logarithmic mean. *Chemical Engineering and Sciences*, **tomo 39**, pág. 1635 (1984).
- Perkins, J. y S. Walsh. A multiobjective approach to design chemical plants with robust dynamic operability characteristics. *Comput Chem Eng.*, **tomo 20**(4), págs. 315–23 (1996).
- Perkins, J. y M. Wong. Assessing controllability of chemical plants. *Chem Eng. Res. Des.*, **tomo 63**(6), págs. 358–62 (1985).
- Ponce-Ortega, J. M.; A. Jiménez-Gutiérrez y I. E. Grossmann. Optimal synthesis of heat exchanger networks involving isothermal process streams. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 32**(8), págs. 1918–1942 (2008).
- Posada, A. y V. Manousiputhakis. Heat and power integration of methane reforming based hydrogen production. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 44**, págs. 9113–9119 (2005).
- Psaltis, A.; I. Kookos y C. Kravaris. Plant-wide control structure selection methodology based on economics. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 52**, págs. 240–248 (2013).
- Rafiei-Shishavan, M.; S. Mehta y L. Ricardez-Sandoval. Simultaneous design and control under uncertainty: A back-off approach using power series expansions. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 99**, págs. 66–81 (2017).
- Ramirez Jimenez, E. y R. Gani. Methodology for the design and analysis of reaction-separation systems with recycle. 1. the design perspective. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 46**(24), págs. 8066–83 (2007a).
- Ramirez Jimenez, E. y R. Gani. Methodology for the design and analysis of reaction-separation systems with recycle. 2. design and control algorithms. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 46**(24), págs. 8084–100 (2007b).
- Rangaiah, G. y V. Kariwala. *Plantwide Control. Recent Developments and Applications*. John Wiley and Sons Ltd: New York (2012).
- Revollar, S.; M. Francisco; P. Vega y R. Lamanna. Stochastic optimization for the simultaneous synthesis and control system design of an activated sludge process. *LatinAm Appl. Res.*, **tomo 40**, págs. 137–46 (2010a).
- Revollar, S.; R. Lamanna; P. Vega y M. Francisco. Multiobjective genetic algorithms for the integrated design of chemical processes using advanced control techniques. En *Proceedings of 20th European symposium on computer aided process engineering (ESCAPE-20)* (2010b).
- Ricardez-Sandoval, L. Optimal design and control of dynamic systems under uncertainty: a probabilistic approach. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 43**(10), págs. 91–107 (2012).
- Ricardez-Sandoval, L.; H. Budman y P. Douglas. Application of robust control tools to the simultaneous design and control of dynamic systems. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 48**, pág. 813 (2009a).
- Ricardez-Sandoval, L.; H. Budman y P. Douglas. Integration of design and control for chemical processes: a review of the literature and some recent results. *Annu Rev Control*, **tomo 33**, págs. 158–71 (2009b).

- Ricardez-Sandoval, L.; H. Budman y P. Douglas. Simultaneous design and control of chemical processes with application to the tennessee eastman process. *Journal of Process Control*, **tomo 19**, págs. 1377–91 (2009c).
- Ricardez-Sandoval, L.; H. Budman y P. Douglas. Simultaneous design and control: A new approach and comparisons with existing methodologies. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 49**, págs. 2822–2833 (2010).
- Ricardez-Sandoval, L.; P. Douglas y H. Budman. A methodology for the simultaneous design and control of large-scale systems under process parameter uncertainty. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 35**(2), págs. 307–18 (2011).
- Saboo, A. K.; M. Morari y D. Woodcock. Design of resilient processing plants- viii. a resiliency Index for heat exchanger networks. *Chem. Eng. Sci.*, **tomo 40**, págs. 1553–1565 (1982).
- Saboo, A. K.; M. Morari y D. Woodcock. Design of resilient processing plants—iv. some new results on heat exchanger network synthesis. *Chem. Eng. Sci.*, **tomo 39**, págs. 579–592 (1984).
- Saharidis, G.; A. Conejo y G. Kozanidis. *Metaheuristics for bi-level optimization*. Springer-Verlag: New York (2013).
- Sakizlis, V.; J. Perkins y E. Pistikopoulos. Recent advances in optimization-based simultaneous process and control design. *Comput. Chem. Eng.*, págs. 2069—86 (2004).
- Seferlis, P. y M. Georgiadis. The integration of process design and controls. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 3**, págs. 1–4 (1979).
- Sharifzadeh, M. Integration of process design and control: A review. *Chemical Engineering Research and Design* 91, págs. 2515–2549 (2013).
- Sharifzadeh, M. y N. Thornhill. Optimal selection of control structure using a steady-state inversely controlled process model. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 39**, págs. 126–138 (2012).
- Skogestad, S. y M. Morari. Design of resilient processing plants—ix. effect of model uncertainty on dynamic resilience. *Chem. Eng. Sci.*, **tomo 47**(7), págs. 1765–1780 (1987a).
- Skogestad, S. y M. Morari. Implications of large RGA elements on control performance. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 26**, págs. 2323–2330 (1987b).
- Skogestad, S. y I. Postlethwaite. *Multivariable feedback control analysis and design*. Wiley (1996).
- Sánchez-Sánchez, K. y L. Ricardez-Sandoval. Simultaneous design and control under uncertainty using model predictive control. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 52**(13), págs. 4815–33 (2013a).
- Sánchez-Sánchez, K. y L. Ricardez-Sandoval. Simultaneous process synthesis and control design under uncertainty: a worst-case performance approach. *AIChE J* 2013a, **tomo 59**(7), págs. 2497–514 (2013b).
- Solov'yev, B. y D. Lewin. Controllability and resiliency analysis for homogeneous azeotropic distillation columns. *Proc. of ADCHEM 2000* (2000).
- Stephanopoulos, G.; Y. Arkun y M. Morari. A unified approach to the synthesis of control structures for complex chemical plants. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 3**, págs. 1–4 (1979).
- Stephanopoulos, G. y G. Reklaitis. Process systems engineering: From Solvay to modern bio- and nanotechnology.: A history of development, successes and prospects for the future. *Chem. Eng. Sci.*, **tomo 66**, págs. 4272–4306 (2011).
- Swaney, R. E. y I. E. Grossmann. An index for operational flexibility in chemical process design – part i: Formulation and theory. *AIChE Journal*, **tomo 31**(4), págs. 631–630 (1985).

- Tyreus, B. y W. Luyben. Dynamics and control of recycle systems. 4. ternary systems with one or two recycle streams. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 32**, págs. 1154–62 (1993).
- Uzturk, D. y C. Georgakis. Inherent dynamic operability of processes: general definitions and analysis of siso cases. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 41**, págs. 421–32 (2002).
- Vega, P.; R. L. de Rocco; S. Revollar y M. Francisco. Integrated design and control of chemical processes – part i: Revision and classification. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 71**, págs. 602 – 617 (2014). ISSN 0098-1354. doi:<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2014.05.010>.
- Verheyen, W. y N. Zhang. Design of flexible heat exchanger network for multi-period operation. *Chemical Engineering Science*, **tomo 61**, págs. 7730–7753 (2006).
- Vinson, D. y C. Georgakis. A new measure of process output controllability. *Journal of Process Control*, **tomo 10**(2–3), págs. 185–94 (2000).
- Vinson, D. y C. Georgakis. Inventory control structure independence of the process operability index. *Ind Eng Chem Res*, **tomo 41**, págs. 3970–83 (2002).
- Viswanathan, J. y I. E. Grossmann. A combined penalty function outer-approximation method minlp optimization. *Computers and Chemical Engineering*, **tomo 14**(7), págs. 769–782 (1990).
- Wang, H.; Z. Yuan; B. Chen; X. He; J. Zhao y T. Qiu. Analysis of the stability and controllability of chemical processes. *Comput Chem Eng*, **tomo 35**(6), págs. 1101–9 (2011).
- Wang, H.; N. Zhang; T. Qiu; J. Zhao; X. He y B. Chen. A process design framework for considering the stability of steady state operating points and hopf singularity points in chemical processes. *Chem Eng Sci*, **tomo 99**(9), págs. 252–64 (2013).
- Weitz, O. y D. Lewin. Dynamic controllability and resiliency diagnosis using steady state process flowsheet data. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 20**(4), págs. 325–36 (1996).
- Wolff, E. *PhD Thesis Studies on control of integrated plants*. Tesis Doctoral, University of Trondheim, The Norwegian Institute of Technology (1994).
- Wolff, E.; J. Perkins y S. A. Skogestad. A procedure for operability analysis. *ESCAPE-4* (1994).
- Wolff, E.; S. Skogestad; M. Hovd y K. Mathisen. A procedure for controllability analysis. *Proceedings of IFAC workshop on interactions between process design and process control*. (1992).
- Yan, Q. Z.; Y. H. Yang y Y. L. Huang. Cost-effective bypass design of highly controllable heat-exchanger networks. *AIChE Journal*, **tomo 47**(10), págs. 2253–2276 (2001).
- Yang, Y. H.; J. P. Gong y Y. L. Huang. A simplified system model for rapid evaluation of disturbance propagation through a heat exchanger network. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 35**, pág. 4550 (1996).
- Yee, T. F. y I. E. Grossmann. Simultaneous optimization models for heat integrations ii. heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, **tomo 14**(10), pág. 1165 (1990).
- Yuan, Z.; B. Chen; J. Sin y R. Gani. State-of-the-art and progress in the optimization-based simultaneous design and control for chemical processes. *Process. Syst. Eng.*, **tomo 58**, págs. 1640–59 (2012a).
- Yuan, Z.; B. Chen y J. Zhao. Operating zone segregation of chemical reaction systems based on stability and non-minimum phase behavior analysis. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 155**(1–2), págs. 304–11 (2009).
- Yuan, Z.; B. Chen y J. Zhao. Effect of manipulated variables selection on the controllability of chemical processes. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 50**, págs. 7403–7413 (2011).

- Yuan, Z.; N. Zhang; B. Chen y J. Zhao. Systematic controllability analysis for chemical processes. *AIChE J.*, **tomo 58**(10), págs. 3096—109 (2012b).
- Yue, D. y F. You. Stackelberg-game-based modeling and optimization for supply chain design and operations: A mixed integer bilevel programming framework. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 102**, págs. 81–95 (2017).
- Zamora, J. M. y I. E. Grossmann. A branch and contract algorithm for problems with concave univariate, bilinear and linear fractional terms. *Journal of Global Optimization*, **tomo 14**, pág. 2173 (1999).
- Zhao, Y. y S. Skogestad. Comparison of various control configurations for continuous bioreactors. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **tomo 36**(3), págs. 697–705 (1997).
- Zheng, A. y J. M. Mahajanam. A quantitative controllability index. *Ind Eng Res*, **tomo 38**(3), págs. 999–1006 (1999).
- Ziegler, J. y N. Nichols. Process lags in automatic control circuits. *Trans ASME*, **tomo 65**, págs. 433–44 (1999).
- Zumoffen, D. Oversizing analysis in plant-wide control design for industrial processes. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 59**, págs. 145–155 (2013).
- Zumoffen, D. Plant-wide control design based on steady-state combined indexes. *ISA Trans.*, **tomo 60**, págs. 191–205 (2016).
- Zumoffen, D. y M. Basualdo. Improvements on multiloop control design via net load evaluation. *Comput. Chem. Eng.*, **tomo 50**, págs. 54–70 (2013).
- Zumoffen, D.; L. Braccia y A. Marchetti. Economic plant-wide control design with backoff estimations using internal model control. *J. Process Control*, **tomo 40**, págs. 93–105 (2016).